

PROYEK AKHIR - VK194832

PABRIK GARAM INDUSTRI DARI GARAM RAKYAT DENGAN METODE HIDROEKSTRAKSI

UKA NAWANTI ISLAMIYAH

NRP 10411810000041

AFRIZAL ROZI AFANDY

NRP 10411810000059

Dosen Pembimbing I

Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA

NIP 196006241987011001

Dosen Pembimbing II

Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T.

NIP 198303082010122007

Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2022



PROYEK AKHIR - VK194832

PABRIK GARAM INDUSTRI DARI GARAM RAKYAT DENGAN METODE HIDROEKSTRAKSI

UKA NAWANTI ISLAMİYAH

NRP 10411810000041

AFRIZAL ROZI AFANDY

NRP 10411810000059

Dosen Pembimbing I

Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA

NIP 196006241987011001

Dosen Pembimbing II

Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T.

NIP 198303082010122007

Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2022



FINAL PROJECT - VK194832

***INDUSTRIAL SALT FACTORY FROM RAW MATERIAL
SALT USING HYDROEXTRACTION METHOD***

UKA NAWANTI ISLAMİYAH

NRP 10411810000041

AFRIZAL ROZI AFANDY

NRP 10411810000059

Advisor I

Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA

NIP 196006241987011001

Advisor II

Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T.

NIP 198303082010122007

Study Program Industrial Chemical Engineering Technology

Department of Industrial Chemical Engineering

Faculty of Vocational Studies

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2022

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Besar Efisiensi dan Optimasi dengan Judul:
**"PABRIK GARAM INDUSTRI DARI GARAM RAKYAT DENGAN METODE
HIDROEKSTRAKSI"**

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Sarjana Terapan Teknik (S.Tr.T)
Di Departemen Teknik Kimia Industri
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

Uka Nawanti Islamiyah **NRP: 1041181000041**
Afrizal Rozi Afandy **NRP: 1041181000059**

Disetujui Oleh:

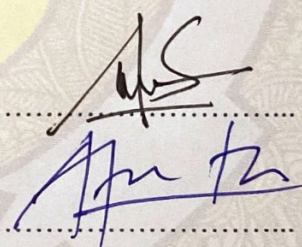
Pembimbing:

1. Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA
NIP 196006241987011001
2. Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T.
NIP 198303082010122007



Penguji:

1. Ir. Agus Surono, M.T.
NIP 195907271987011001
2. Dr. Afan Hamzah, S.T.
NPP 1993202011027



Surabaya, 27 Juni 2022
Kepala Departemen Teknik Kimia Industri
Fakultas Vokasi



Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng.
NIP 196308051989032002

APPROVAL SHEET

Final Project Process Efficiency and Optimization with Title:
“**INDUSTRIAL SALT FACTORY FROM RAW MATERIAL SALT
USING HYDROEXTRACTION METHOD**”

Submitted to fulfill one of the requirements for obtaining a degree
Bachelor of Applied Engineering (S.Tr.T)
at Department of Industrial Chemical Engineering
Faculty of Vocational Studies
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

By:

Uka Nawanti Islamiyah
Afrizal Rozi Afandy

NRP: 10411810000041

NRP: 10411810000059

Approved by:

Advisor:

1. Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA
NIP 196006241987011001

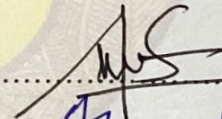


2. Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T.
NIP 198303082010122007

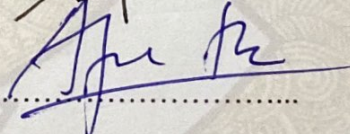


Examiner:

1. Ir. Agus Surono, M.T.
NIP 195907271987011001

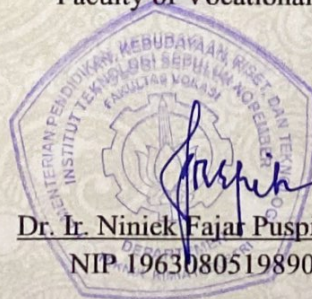


2. Dr. Afan Hamzah, S.T.
NPP 1993202011027



Surabaya, 27 June 2022

Head of Industrial Chemical Engineering Department
Faculty of Vocational Studies



Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng.
NIP 196308051989032002

PERNYATAAN ORISINALITAS

Yang bertanda tangan dibawah ini:


Nama mahasiswa / NRP : Uka Nawanti Islamiyah
NRP 1041181000041
Afrizal Rozi Afandy
NRP 1041181000059
Departemen : Teknik Kimia Industri
Dosen Pembimbing / NIP : Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA
NIP 196006241987011001
Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T.
NIP 198303082010122007

Dengan ini menyatakan bahwa Proyek Akhir dengan judul **“PABRIK GARAM INDUSTRI DARI GARAM RAKYAT DENGAN METODE HIDROEKSTRAKSI”** adalah hasil karya sendiri, bersifat orisinal, dan ditulis dengan mengikuti kaidah penulisan ilmiah.

Bilamana di kemudian hari ditemukan ketidaksesuaian dengan pernyataan ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai dengan ketentuan yang berlaku di Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

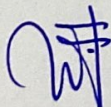
Surabaya, Juni 2022

Mengetahui,
Dosen Pembimbing I



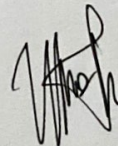
Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA
NIP 196006241987011001

Dosen Pembimbing II



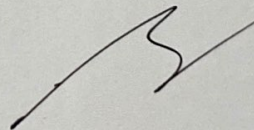
Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T.
NIP 198303082010122007

Mahasiswa I



Uka Nawanti Islamiyah
NRP 1041181000041

Mahasiswa II



Afrizal Rozi Afandy
NRP 1041181000059

STATEMENT OF ORIGINALITY

The undersigned below:

Name of student / NRP : Uka Nawanti Islamiyah
NRP 1041181000041
Afrizal Rozi Afandy
NRP 1041181000059
Department : Industrial Chemical Engineering
Advisor / NIP : Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA
NIP 196006241987011001
Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T.
NIP 198303082010122007

hereby declare that the Final Project with the title of "**INDUSTRIAL SALT FACTORY FROM RAW MATERIAL SALT USING HYDROEXTRACTION METHOD**" is the result of my own work, is original, and is written by following the rules of scientific writing.

If in the future there is a discrepancy with this statement, then I am willing to accept sanctions in accordance with the provisions that apply at Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Surabaya, June 2022

Acknowledged,
Advisor I



Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA
NIP 196006241987011001

Advisor II



Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T.
NIP 198303082010122007

Student I



Uka Nawanti Islamiyah
NRP 1041181000041

Student II



Afrizal Rozi Afandy
NRP 1041181000059

Pabrik Garam Industri Dari Garam Rakyat Dengan Metode Hidroekstraksi Dengan Kapasitas Produksi 150.000 Ton/Tahun

Nama Mahasiswa : 1. Uka Nawanti Islamiyah
NRP. 10411810000041
2. Afrizal Rozi Afandy
NRP. 10411810000059

Program Studi : Sarjana Terapan

Departemen : Teknik Kimia Industri

Dosen Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA

Co-Dosen Pembimbing : Warlinda Eka Triastuti, S.Si.MT

ABSTRAK

Industri kimia merupakan salah satu industri yang berpengaruh terhadap perkembangan suatu negara. Garam industri merupakan garam yang digunakan sebagai bahan baku maupun bahan penolong bagi industri farmasi, kosmetik, tekstil, dan sebagainya. Karena kebutuhan garam dalam sektor industri kimia semakin besar setiap tahunnya, maka proses pemurnian garam berskala besar yang dimanfaatkan untuk industri seharusnya terus berkembang agar dapat memenuhi kebutuhan pasar yang semakin meningkat setiap tahunnya. Kualitas garam industri di Indonesia harus memiliki kadar NaCl minimal 96%, dengan hal tersebut maka menjadi sebuah kendala dimana garam rakyat yang dihasilkan selama ini belum memenuhi standar SNI. Telah dilakukan kajian efisiensi dan optimasi proses agar proses menjadi lebih efisien, ekonomis, aman dan ramah lingkungan. Dalam tahap pengeringan di rangkaian proses digunakan tipe dryer fluid-bed dryer yang dilengkapi dengan cooling system (Vibrating Dryer). Hasil efisiensi dan optimasi proses menunjukkan bahwa dengan penggunaan vibrating dryer lebih sedikit daripada menggunakan Rotary Dryer dengan selisih energi 215.403,12 kkal/jam. Dengan mengurangi alat berupa rotary cooler dapat menghemat waktu lead time untuk proses produksi garam industri. Setelah diterapkannya efisiensi dan optimasi proses ini pabrik mengurangi biaya awal pembangunan pabrik yaitu biaya Fixed Capital Investment (FCI) sebesar Rp 2.587.108.151,-. Pabrik Garam Industri yang dirancang memiliki kapasitas 150.000 ton/tahun yang diambil dari 12,23% kebutuhan impor di tahun 2025. Lokasi pabrik Garam Industri yang akan direncanakan didirikan di kawasan Sumenep,

Madura, Jawa Timur. Laba bersih yang diperoleh sebesar Rp 36.815.533.214/ tahun dengan BEP sebesar 43 %.

Industrial Salt Factory From Raw Material Salt Using Hydroextraction Method With Production Capacity 150,000 Tons/Year

Student Name : 1. Uka Nawanti Islamiyah
NRP. 10411810000041
2. Afrizal Rozi Afandy
NRP. 10411810000059

Study Program : Bachelor of Applied Science

Departement : Industrial Chemical Engineering

Supervisor : Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA

Co-Supervisor : Warlinda Eka Triastuti, S.Si.MT

ABSTRACT

The chemical industry is one of the industries that affect the development of a country. Industrial salt is salt used as raw material or auxiliary material for the pharmaceutical, cosmetic, textile, and so on. Because the demand for salt in the chemical industry sector is getting bigger every year, the large-scale salt refining process used for industry should continue to develop in order to meet market needs that are increasing every year. The quality of industrial salt in Indonesia must have a minimum NaCl content of 96%, with this being an obstacle where the people's salt produced so far has not met SNI standards. Efficiency studies and process optimization have been carried out so that the process becomes more efficient, economical, safe and environmentally friendly. In the drying stage in the process series, a fluid-bed dryer is used which is equipped with a cooling system (Vibrating Dryer). The results of efficiency and process optimization show that using a vibrating dryer is less than using a rotary dryer with an energy difference of 215,403.12 kcal/hour. By reducing the tool in the form of a rotary cooler, it can save lead time for the industrial salt production process. After implementing the efficiency and optimization of this process, the factory reduces the initial cost of plant construction, namely the Fixed Capital Investment (FCI) cost of Rp. 2,587,108,151,-. The Industrial Salt Factory which is designed to have a capacity of 150,000 tons/year is taken from 12.23% of import needs in 2025. The location of the Industrial Salt factory which is

planned to be established in the Sumenep area, Madura, East Java. The net profit earned was Rp. 36,815,533,214/year with a BEP of 43%.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa yang selalu melimpahkan rahmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan proposal EOP ini. Efisiensi dan Optimalisasi ini dibuat untuk memenuhi salah satu persyaratan menyelesaikan mata kuliah EOP program studi D-IV Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya.

Terselesainya proposal Efisiensi ini tidak lepas dari peran berbagai pihak yang turut memberikan arahan, bimbingan dan motivasi sehingga penyusun dapat menyelesaikannya dengan baik dan tepat waktu. Oleh karena itu, pada kesempatan ini kami mengucapkan terima kasih kepada :

1. Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M. Eng selaku Kepala Departemen Teknik Kimia Industri Fakultas Vokasi Institut Teknologi Sepuluh Nopember,
2. Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA dan Warlinda Eka Triastuti, S.Si. MT. selaku Dosen Pembimbing yang telah membantu dan mengarahkan selama pengerjaan proposal proyek ini,
3. Ir. Agus Surono, MT. dan Dr. Afan Hamzah, S.T., selaku Dosen Penguji yang telah memberikan saran dan masukan kepada kami dalam penyusunan proposal Tugas Besar ini,
4. Bapak dan Ibu Dosen Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya yang telah memberikan ilmu kepada kami,
5. Kedua orang tua dan keluarga kami. Doa untuk kesuksesan kami serta jasa-jasa lain yang sulit untuk diungkapkan,
6. Seluruh teman-teman satu perjuangan (Graphene 18)serta orang-orang terdekat yang selalu memotivasi, menasehati, dan mendoakan agar tetap semangat dalam menjalani proyek ini.
7. Semua pihak yang telah memberikan bantuan dan dukungannya baik dari segi moril ataupun materiil yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu.

Surabaya, 1 Juli 2022

Penyusun

DAFTAR ISI

ABSTRAK	ii
ABSTRACT	iv
KATA PENGANTAR	vi
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR TABEL	xiv
BAB I PENDAHULUAN	1
I.1 Latar Belakang	1
I.2 Kapasitas Produksi	3
I.3 Penentuan Lokasi Pabrik	6
I.3.1 Seleksi Lokasi	6
I.4 Identifikasi Bahan Baku	12
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	17
II.1 Macam Proses	17
II.2 Seleksi Proses	19
II.2.1 Spesifikasi Produk	20
BAB III NERACA MASSA	23
III.1 <i>Splitter Point</i>	23
III.2 <i>Screw Conveyor I (J-112)</i>	24
III.3 <i>Roll Crusher I (C-110), Screener I (H-113)</i>	26
III.4 <i>Bucket Elevator I (J-114)</i>	28
III.5 <i>Screw Conveyor II (J-211)</i>	29
III.6 Silo I (F-212)	30
III.7 <i>Screw Conveyor I (J-411)</i>	31
III.8 Reaktor I (R-410)	32
III.9 <i>Clarifier (H-413)</i>	35

III.10	<i>Brine Tank I (F-414)</i>	37
III.11	<i>Splitter Point</i>	38
III.12	<i>Mixer Tank (M-210)</i>	39
III.12	<i>Screw Washer (H-220)</i>	40
III.13	<i>Centrifuge (H-230)</i>	42
III.14	<i>Brine Tank II (F-421)</i>	43
III.15	<i>Vibrating Dryer (B-310)</i>	45
III.16	<i>Meeting Point Udara</i>	47
III.17	<i>Cyclone I (H-314)</i>	49
III.18	<i>Baghouse Filter (H-316)</i>	50
III.19	<i>Bucket Elevator III (J-321)</i>	52
III.20	<i>Roll Crusher II (C-320)</i>	53
III.21	<i>Silo II (F-323)</i>	56
III.22	<i>Heater (E-313)</i>	58
III.23	<i>Blower I (G-312)</i>	58
III.24	<i>Blower II (G-316)</i>	59
III.25	<i>Air Filter (H-311)</i>	60
BAB IV NERACA ENERGI		63
IV.1	<i>Reaktor (R-410)</i>	63
IV.2	<i>Heater (E-314)</i>	64
IV.3	<i>Vibrating Dryer</i>	64
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN		67
V.1	<i>Gudang Bahan Baku (F-111)</i>	67
V.2	<i>Screw Conveyor I (J-112)</i>	68
V.3	<i>Roll Crusher I (C-110)</i>	68
V.4	<i>Screener I (H-113)</i>	69
V.5	<i>Bucket Elevator I (J-114)</i>	70

V.6	<i>Bucket Elevator II (J-211)</i>	71
V.7	<i>Silo I (F-212)</i>	71
V.8	<i>Mixer Tank (M-210)</i>	72
V.9	<i>Screw Washer (H-220)</i>	73
V.10	<i>Centrifuge (H-230)</i>	74
V.11	<i>Vibrating Drying - Cooling System (B-310)</i>	75
V.12	<i>Air Filter (H-313)</i>	77
V.13	<i>Blower I (G-312)</i>	77
V.14	<i>Heater (E-313)</i>	78
V.15	<i>Cyclone I (H-314)</i>	79
V.16	<i>Blower II (G-316)</i>	80
V.17	<i>Bucket Elevator III (J-321)</i>	80
V.18	<i>Roll Crusher II (C-320)</i>	81
V.19	<i>Screener II (H-322)</i>	81
V.20	<i>Silo II (F-323)</i>	82
V.21	<i>Salt Storage (F-324)</i>	83
V.22	<i>Reactor I (R-410)</i>	84
V.23	<i>Screw Conveyor II (J-411)</i>	85
V.24	<i>Pump I (L-412)</i>	86
V.25	<i>Clarifier (H-422)</i>	86
V.26	<i>Brine Tank I (F-414)</i>	87
V.27	<i>Brine Tank II (F-421)</i>	88
V.28	<i>BagHouse Filter (H-316)</i>	89
BAB VI EFISIENSI DAN OPTIMASI		93
VI.1	Tinjauan Umum.....	93
VI.1.1	Proses Produksi	93
VI.1.2	Efisiensi Proses.....	93

VI.2	Efisiensi pada Pabrik Garam Industri.....	94
VI.2.1	<i>Continous Vibrating Fluidized Bed Dryer</i>	95
VI.2.2	Pemanfaatan Mg(OH) ₂ yang terbentuk dari Proses.....	96
VI.3	Metodologi Penelitian	96
VI.4	Analisis dan Pembahasan	97
VI.5	Kesimpulan.....	100
BAB VII UTILITAS.....		101
VII.1	Unit Penyediaan Air	101
VII.1.1	Air Sanitasi	101
VII.1.2	Air Proses.....	102
VII.2	Kebutuhan Steam	103
VII.3	Kebutuhan Listrik.....	103
BAB VIII ANALISA EKONOMI		105
VII.1	Penaksiran Harga Peralatan.....	106
VIII.2	Dasar Perhitungan	107
VIII.3	Penentuan <i>Total Capital Investment</i>	107
VIII.4	Hasil Perhitungan	108
VIII.4.1	Penentuan <i>Total Capital Investment (TCI)</i>	108
VIII.4.2	<i>Manufacturing Cost</i>	110
VIII.4.3	General Expanses.....	111
VIII.5	Analisa Ekonomi	111
VIII.5.1	Perhitungan Biaya Total Produksi	112
VIII.5.2	Perhitungan Investasi.....	113
VIII.5.3	<i>Internal Rate of Return (IRR)</i>	114
VIII.8	Perhitungan IRR (<i>Internal Rate of Return</i>)	114
VIII.5.4	<i>Pay Out Time (POT)</i>	115
VIII.5.6	Break Even Point (BEP)	115

BAB IX KESIMPULAN 119

DAFTAR PUSTAKA xiii

APPENDIX A

APPENDIX B

APPENDIX C

APPENDIX D

APPENDIX E

DAFTAR GAMBAR

Gambar II. 1 Diagram Proses Pencucian dengan Brine (Washing)	17
Gambar VI.1 Flowsheet sebelum efisiensi	97
Gambar VI. 2 Flowsheet setelah efisiensi	98

DAFTAR TABEL

Tabel I. 1 Kebutuhan, Produksi, Impor, dan Ekspor Garam Tahun 2014-2018 (dalam Ton) Berdasarkan BPS, KKP, Comtrade	2
Tabel I. 2 Data impor garam industri di Indonesia	3
Tabel I. 3 Data ekspor garam industri di Indonesia.....	4
Tabel I. 4 Data produksi garam industri di Indonesia	4
Tabel I. 5 Data konsumsi garam industri di Indonesia	5
Tabel I. 6 Prediksi Impor, Ekspor, Produksi, dan Konsumsi garam industri di Indonesia pada tahun 2025	5
Tabel I. 7 Provinsi Penghasil Garam Rakyat Terbesar Tahun 2017	8
Tabel I. 8 Target Pasar Garam Industri di Jawa Timur Tahun 2017 Berdasarkan Neraca Garam Nasional, KKP, Kementerian Perindustrian dan Kementerian Perdagangan	9
Tabel I. 9 Data Topografi dan Iklim di Kabupaten Sumenep.....	12
Tabel I. 10 Spesifikasi Garam Rakyat (Dry Basis) Berdasarkan Ion	13
Tabel I. 11 Spesifikasi Garam Rakyat (Wet Basis) Berdasarkan Senyawa.....	13
Tabel I. 12 Spesifikasi Garam Rakyat (Wet Basis) Berdasarkan Senyawa.....	15
Tabel II. 1 Perbandingan Proses Pemurnian Garam.....	20
Tabel II. 2 Standar Kualitas Garam Industri Soda Kaustik	21
Tabel VI. 1 Neraca Energi Dryer Sebelum Efisiensi.....	98
Tabel VI. 2 Neraca Energi Dryer setelah di Optimasi.....	98
Tabel VI.3 Perbandingan Efisiensi dan Optimasi	99
Tabel VI. 4 Neraca Massa Pngotor menuju SWTP	99

BAB I PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Industri kimia merupakan salah satu industri yang berpengaruh terhadap perkembangan suatu negara. Pengembangan industri kimia ini diharapkan dapat membantu perekonomian Indonesia dan mengurangi ketergantungan dengan industri-industri di luar negeri. Dengan kebutuhan garam industri nasional dari tahun ke tahun yang semakin meningkat maka industri kimia yang perlu dilakukan perkembangan di Indonesia adalah industri garam (NaCl) yang dapat memenuhi kebutuhan garam industri di Indonesia.

Garam industri merupakan garam yang digunakan sebagai bahan baku maupun bahan penolong bagi industri lain. Garam industri digunakan untuk kebutuhan farmasi, kosmetik, tekstil, dan sebagainya. Karena kebutuhan garam dalam sektor industri kimia semakin besar setiap tahunnya, maka proses pemurnian garam berskala besar yang dimanfaatkan untuk industri seharusnya terus berkembang agar dapat memenuhi kebutuhan pasar yang semakin meningkat setiap tahunnya. Kualitas garam industri di Indonesia harus memiliki kadar NaCl minimal 96%, dengan hal tersebut maka menjadi sebuah kendala dimana garam rakyat yang dihasilkan selama ini belum memenuhi standar SNI sehingga Indonesia masih mengandalkan impor.

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 (Kementerian Kelautan dan Perikanan, 2010). Hingga saat ini, petani garam hanya dapat menghasilkan garam krosok dengan rata-rata kadar NaCl sekitar 85,89% melalui metode *solar evaporation* (Angela Martina *et al.*, 2016). Kadar ini masih belum memenuhi standar kualitas garam industri yang membutuhkan garam dengan kadar NaCl lebih dari 96%.

Berdasarkan data Kementerian Perindustrian (2014), total produksi garam nasional sejumlah 2.852.125,436 ton yang terdiri dari 2.427.427,436 ton produksi garam rakyat dan 424.698 ton produksi PT Garam kebutuhan garam nasional tahun 2019 sekitar 4,2 juta ton dimana kebutuhan industri sebesar 3,5 juta ton yang disalurkan ke industri *Chlor Alkali Plant* (CAP), industri farmasi, industri pengeboran minyak, dan industri pangan. Dalam upaya

pemenuhan kebutuhan garam industri nasional, Indonesia harus mengimpor sekitar 1,4 juta Ton/tahun.

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 (Kementerian Kelautan dan Perikanan, 2010)

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
---------------	-------	-------	-----	-----	-----

Dari data tersebut maka dapat dilihat besarnya kebutuhan garam industri di Indonesia yang belum diimbangi dengan produksi garam industri nasional, sehingga Indonesia setiap tahun harus mengimpor garam industri, maka potensi pasar untuk pendirian pabrik garam industri sangatlah besar. Terutama untuk memenuhi kebutuhan garam di industri petrokimia dengan kadar NaCl minimal 96% sesuai dengan SNI garam industri kode 0303:2012 dan Permenprin No. 88/M-IND/PER/10/2014. Oleh karena itu, pendirian pabrik garam industri ini diharapkan dapat efektif mengurangi ketergantungan akan impor dan memberikan nilai jual akan garam rakyat dari petani garam yang ketersediaannya melimpah di Indonesia.

I.2 Kapasitas Produksi

Dalam pendirian pabrik, penentuan kapasitas produksi merupakan salah satu faktor penting yang harus diperhatikan. Untuk pabrik garam industri ini akan didirikan pada tahun 2025. Untuk menemukan nilai kapasitas produksi diperlukan data produksi, konsumsi, impor dan ekspor garam industri pada tiap tahunnya. Menurut Peters Timmerhaus, 1991, untuk menentukan peluang kapasitas sama dengan perhitungan neraca massa peredaran suatu produk dipasaran dengan menggunakan persamaan :

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

Keterangan :

F = data impor/produksi/konsumsi/ekspor saat pabrik didirikan

P = data impor/produksi/konsumsi/ekspor sekarang

i = pertumbuhan rata rata

n = selisih tahun

berikut data impor garam industri dari tahun 2014-2018 menurut data dari badan pusat statistik (BPS) :

Tabel I. 2 Data impor garam industri di Indonesia

No	Tahun	Impor (Ton)	Pertumbuhan (%)
1	2014	2.268.160,7	-
2	2015	1.864.049	-0,178
3	2016	2.143.743,0	0,150
4	2017	2.552.823,2	0,191

5	2018	2.839.077,4	0,012
	Rata Rata		0,013

Berdasarkan data diatas, diperoleh prediksi jumlah impor garam industri di Indonesia pada tahun 2025 adalah :

$$\begin{aligned}
 F &= P (1+i)^n \\
 &= 2.839.077,4 \text{ Ton } (1+0,013)^{(2025-2018)} \\
 &= 2.375.340,4 \text{ Ton}
 \end{aligned}$$

Berikut data ekspor garam industri dari tahun 2014-2018 menurut data dari badan pusat statistik (BPS) :

Tabel I. 3 Data ekspor garam industri di Indonesia

No	Tahun	Ekspor (Ton)	Pertumbuhan (%)
1	2014	2.546	-
2	2015	1.705	-0,330
3	2016	3,19	-0,813
4	2017	215	-0,326
5	2018	193	-0,103
	Rata Rata		-0,153

Berdasarkan data diatas, diperoleh prediksi jumlah ekspor garam industri di Indonesia pada tahun 2025 adalah :

$$\begin{aligned}
 F &= P (1+i)^n \\
 &= 193 \text{ Ton } (1+(-0,153))^{(2025-2018)} \\
 &= 522,8 \text{ Ton}
 \end{aligned}$$

Berikut data produksi garam industri dari tahun 2014-2018 menurut data dari badan pusat statistik (BPS) :

Tabel I. 4 Data produksi garam industri di Indonesia

No	Tahun	Produksi (Ton)	Pertumbuhan (%)
1	2014	2.190.000	-
2	2015	2.840.000	0,297

3	2016	138.645	-0,941
4	2017	916.900	-0,677
5	2018	1.500.000	0,636
	Rata Rata		0,236

Berdasarkan data diatas, diperoleh prediksi jumlah produksi garam industri di Indonesia pada tahun 2025 adalah :

$$\begin{aligned}
 F &= P (1+i)^n \\
 &= 1.500.000 \text{ Ton } (1+0,236)^{(2025-2018)} \\
 &= 11.898.523,1 \text{ Ton}
 \end{aligned}$$

Berikut data konsumsi garam industri dari tahun 2014-2018 menurut data dari badan pusat statistik (BPS) :

Tabel I. 5 Data konsumsi garam industri di Indonesia

No	Tahun	Konsumsi (Ton)	Pertumbuhan (%)
1	2014	2.251.225	-
2	2015	2.447.189	0,087
3	2016	2.674.427	0,093
4	2017	2.894.915	0,082
5	2018	3.730.346	0,289
	Rata Rata		0,099

Berdasarkan data diatas, diperoleh prediksi jumlah konsumsi garam industri di Indonesia pada tahun 2025 adalah :

$$\begin{aligned}
 F &= P (1+i)^n \\
 &= 3.730.346 \text{ Ton } (1+0,099)^{(2025-2018)} \\
 &= 6.403.158,8 \text{ Ton}
 \end{aligned}$$

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

Tabel I. 6 Prediksi Impor, Ekspor, Produksi, dan Konsumsi garam industri di Indonesia pada tahun 2025

Prediksi	Garam Industri (Ton)
-----------------	-----------------------------

Impor	2.375.340,4
Ekspor	522,8
Produksi	11.898.523,1
Konsumsi	6.403.158,8

Dari keterangan diatas, diperoleh kebutuhan garam industri di Indonesia yang belum terpenuhi pada tahaun 2025 sebesar :

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan Garam Industri} &= (\text{ekspor} + \text{konsumsi}) - (\text{produksi} + \text{impor}) \\
&= (522,8 + 6.403.158,8) - (11.898.523,1 + 2.375.340,4) \\
&= -7.870.181,9
\end{aligned}$$

Kapasitas ini merupakan kapasitas produksi nasional, hasil minus menunjukkan bahwa total produksi tahun 2025 masih belum mencukupi kebutuhan nasional sehingga masih bergantung pada impor. Dalam menentukan kapasitas produksi pabrik garam industri yang akan didirikan, perlu diperhatikan aspek kompetitor yakni industri garam industri lain yang beroperasi pada tahun 2025 dengan kapasitas produksi beragam, aspek ketersediaan bahan baku garam rakyat pada daerah disekitar pabrik yang akan didirikan, serta aspek target pemasaran yang ada disekitar lokasi pabrik. Sebagai bahan pertimbangan, perlu diketahui kapasitas produksi perusahaan garam industri di Indonesia.

Kebutuhan garam industri yang belum terpenuhi pada tahun 2025 adalah 1.226.935,938 ton/tahun. Dalam upaya mengurangi ketergantungan impor garam industri pada tahun 2025 dan mempertimbangkan kapasitas produksi perusahaan garam industri, maka diputuskan kapasitas produksi garam industri pada pabrik ini adalah sebesar 150.000 Ton/tahun untuk memenuhi 12,23% kebutuhan garam industri di Indonesia, dengan basis waktu operasi selama 330 hari kerja/tahun dan waktu kerja pabrik selama 24 jam/hari.

I.3 Penentuan Lokasi Pabrik

I.3.1 Seleksi Lokasi

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 :

- a. Ketersediaan Bahan Baku
- b. Pasar
- c. Transportasi
- d. Sumber Tenaga Kerja
- e. Utilitas
- f. Harga Tanah dan Gedung
- g. Kemungkinan Perluasan Pabrik
- h. Kondisi Geografis

Wilayah Dengan berbagai pertimbangan tersebut, maka dipilih pendirian lokasi pabrik berada di antara Madura dan Nusa Tenggara Timur. Beberapa pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik yakni sebagai berikut :

a. 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 km² , 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 km² . Sedangkan, Provinsi Nusa Tenggara Timur memiliki ketersediaan bahan baku berupa air laut yang lebih melimpah daripada Provinsi Jawa Timur yakni sekitar 200.000 km² 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 I. 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

Untuk sentra produksi rakyat di Indonesia tersebar di seluruh wilayah. Namun, Provinsi dengan produksi garam rakyat terbesar 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.

b. 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 pengonsumsi garam industri di Jawa Timur seperti ditunjukkan oleh **Tabel I.8** :

Tabel I. 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			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.

c. 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. 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.

d. 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 pengangguran mencapai 11.067 jiwa. Kebanyakan masyarakat Sumenep yang menganggur 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 lainlain. 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.

e. 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 Pasion 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.

f. 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.

g. Kemungkinan Perluasan Pabrik

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

h. Kondisi Geografis Wilayah

Sumenep berada pada lokasi yang cukup strategis untuk produksi garam industri. Posisi geografis Kabupaten Sumenep terletak diantara 113° 32' - 116° 16' Bujur Timur dan 4° 55' - 7° 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 I. 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

I.4 Identifikasi 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. Spesifikasi garam rakyat yang digunakan adalah sebagai berikut :

- Rumus Molekul : NaCl
- 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
- Specific Gravity : 2,163
- Melting Point : 800,4°C
- Boiling Point : 1.413°C
- Solubility, CW : 35,7 kg/100 kg H₂O (H₂O = 0°C) II-21
- Solubility, HW : 39,8 kg/100 kg H₂O (H₂O = 100°C)

c. Sifat Kimia

- Dapat bereaksi dengan asam maupun basa
- Tidak beracun
- Mudah dipisahkan dari larutan garam-air

Tabel I. 10 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 ³⁻	0,3000
Br ⁻	0,2200
IO ₃ ⁻	0,0067
Asumsi : sisa komponen adalah Cl ⁻	

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

Tabel I. 11 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 ₂ O	5,00

Sedangkan, bahan baku tambahan yang digunakan terdiri dari :

1. *Soda Ash* (Othmer, 1982)

a. Rumus Molekul : Na₂CO₃

b. Sifat Fisik

- Berat Molekul : 105,99 g/mol
- Specific Gravity : 2,533 g/cm³
- 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 H₂O (H₂O = 0°C)
- Solubility, hot water : 48,5 kg/ 100 kg H₂O (H₂O = 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 (CaCO₃), maka iritasi yang akan lebih ekstrim dan dapat terjadi pada tubuh atau baju. Soda abu sedikit higroskopis, dan bereaksi dengan CO₂ di udara dan memproduksi sodium bikarbonat, Na₂CO₃.NaHCO₃.2H₂O. Kondisi ini menyebabkan terjadinya gumpalan (Othmer, 1982).
- Penggunaan : Digunakan untuk menghilangkan garam kalsium dngan pengendapan sebagai kalsium karbonat.

Tabel I. 12 Spesifikasi Garam Rakyat (Wet Basis) Berdasarkan Senyawa

Komponen	% Berat
Na ₂ CO ₃	99,2 %
NaCl	0,70 %
Na ₂ SO ₄	0,04 %
H ₂ O	0,06 %

2. *Caustic Soda*

a. Rumus Molekul : NaOH

b. Sifat Fisik

- Berat Molekul : 40 g/mol
- Specific Gravity : 2,13 g/cm³
- 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 : H₂O

b. Sifat fisik

- Berat molekul : 18 gram/mol
- Titik lebur : 0°C
- Titik didih : 100°C
- Densitas : 1.000 kg/m³
- Viskositas : 0,001 Pa.s

c. Sifat kimia

- Pada fase liquid, dapat melarutkan zat-zat kimia lain
- pH = 7

“Halaman sengaja dikosongkan ...”

BAB II

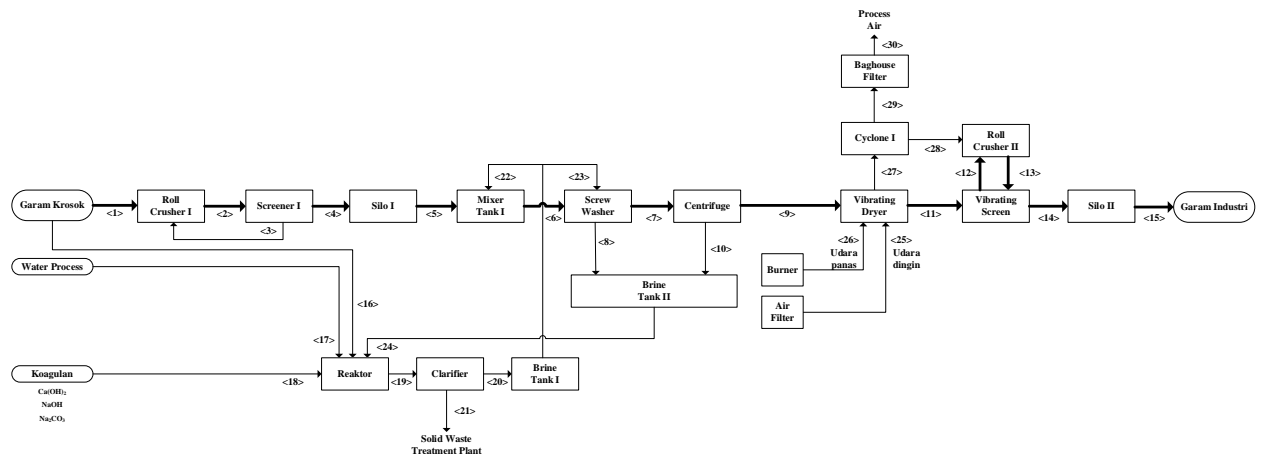
MACAM DAN URAIAN PROSES

II.1 Macam Proses

Dalam mendirikan suatu pabrik, perlu dilakukan seleksi dari beberapa proses yang ada. Pemilihan proses dilakukan agar pabrik dapat memproduksi secara efisien dengan mempertimbangkan segala aspek yang ada, baik dari bahan baku, bahan penunjang, sistem utilitas, hingga biaya produksi.

Pembuatan rencana pabrik garam industri dari garam rakyat ini dapat dibagi menjadi 4 tahapan, yaitu:

1. Tahap *Pre-treatment* Bahan Baku
2. Tahap *Washing* dan *Filtration*
3. Tahap *Drying* dan *Packing*
4. Tahap *Brine Preparation*



Gambar II. 1 Diagram Proses Pencucian dengan Brine (Washing)

1. Tahap *Pre-treatment* Bahan Baku

Tahap pertama, garam rakyat dari Gudang Bahan Baku (F-111) kemudian garam diangkat menggunakan Screw Conveyor (J-112) menuju ke Roll Crusher I (C-110) untuk dilakukan proses size reduction agar ukurannya menjadi lebih kecil dan relatif seragam. Pada proses ini diharapkan kristal garam rakyat berukuran maksimal 10 mesh. Selain untuk melakukan pengecilan ukuran, Roll Crusher I berfungsi memecah inti kristal dari garam

rakyat. Kemudian, garam rakyat menuju Screener I (H-113) untuk memisahkan garam dengan ukuran yang telah sesuai standar dengan yang tidak sesuai standar, kristal garam yang tidak lolos screener akan di-recycle kembali menuju Roll Crusher I (C-110) dengan Bucket Elevator I (J-114). Kristal garam yang lolos Screener I ditampung di Silo I (F-212).

2. Tahap *Washing* dan *Filtration*

Proses pencucian garam rakyat dilakukan sebanyak 2 kali untuk mencapai konsentrasi produk yang diinginkan. Pencucian pertama garam rakyat dari Silo I (F-212) dialirkan menuju Mixer Tank (M-210). Garam yang masuk Mixer Tank (M-210) kemudian ditambahkan larutan pencuci berupa brine jenuh yang dialirkan dari Brine Tank I (F-414) menggunakan Pump II (L-415). Di dalam Mixer Tank (M-210) brine dan garam rakyat akan di aduk menggunakan agitator sehingga pengotor seperti Ca, Mg dan SO₄ akan larut dalam brine. Setelah dilakukan proses pencucian pertama, larutan garam dialirkan secara gravitasi menuju proses pencucian tahap kedua yaitu di dalam *Screw Washer* (H-220). Pencucian tahap kedua berfungsi untuk meningkatkan kadar NaCl. Padatan garam hasil pencucian di *Screw Washer* (H-220) selanjutnya akan dikirimkan ke *Centrifuge* (H-230). *Centrifuge* merupakan alat pemisahan secara mekanis menggunakan prinsip sentrifugasi, dimana padatan garam akan berada pada dinding *centrifuge* dan cairan akan langsung jatuh dari *centrifuge*. Sedangkan larutan brine dari *Screw Washer* (H-220) dan *Centrifuge* (H-230) akan langsung dialirkan menuju dari menuju Brine Tank II (F-4110) secara gravitasi. Setelah ditampung di Brine Tank II (F-4110) akan dialirkan menuju Reactor (R-410).

3. Tahap *Drying* dan *Packing*

Padatan (kristal garam) yang telah dipisahkan dari brine kemudian 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) lalu dilewatkan pada *Heater* (E-313). Bahan yang keluar dari *Rotary Dryer* (B-310) ini memiliki konsentrasi air maks 1%. Udara yang keluar dari *Rotary Dryer* (B-310) dialirkan menuju *Meeting Point* udara kemudian menuju ke *Cyclone* (H-314) untuk memisahkan antara padatan dan gas. Namun, produk kristal garam yang keluar dari *Rotary Dryer* (B-310) masih terlalu panas sehingga harus dilakukan pendinginan terlebih dahulu sebelum dilakukan pengemasan. Pada *Rotary Cooler* (B-317) terjadi proses pendinginan kristal garam dari *Rotary Dryer* (B-310) dengan menggunakan udara pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dari Blower II (G-316) yang masuk secara *counter-current*. Bahan yang keluar dari *Rotary*

Cooler (B-317) memiliki konsentrasi air maks 1%. Udara keluaran *Rotary Cooler* (B-317) dialirkan menuju *Meeting Point* udara kemudian mengalir ke *Cyclone* (H-314) untuk memisahkan antara padatan dan gas. Udara yang keluar dari *Cyclone* (H-314) akan dialirkan menuju *Baghouse Filter* (H-318) untuk memisahkan partikel garam yang masih terbawa udara. Produk keluaran *Rotary Cooler* (B-317) berupa padatan kristal garam diangkut menggunakan *Bucket Elevator* III (J-321) menuju *Roll Crusher* II (C-320) dan padatan dari *Cyclone* (H-314) serta *Baghouse Filter* (H-318) juga dikembalikan ke *Roll Crusher* II (C-320) untuk dilakukan *size reduction*. Padatan yang telah melewati proses *size reduction* akan masuk kedalam *Screener* II (H-322) untuk memisahkan garam dengan ukuran yang telah sesuai standar dengan yang tidak sesuai standar. Garam yang tidak sesuai standar akan dikembalikan ke *Roll Crusher* II (C-320). Sedangkan garam yang ukurannya telah sesuai standar akan ditampung ke dalam Silo II (F-323) untuk selanjutnya akan dilakukan proses *packing*.

4. Tahap *Brine Preparation*

Brine dibuat dengan cara melarutkan 10% garam rakyat dengan air dan koagulan. Garam rakyat diangkut menggunakan *Screw Conveyor* II (J-411) menuju *Reactor* (R-410). Pada *Reactor* (R-410), garam rakyat dicampur dengan air dan direaksikan dengan NaOH, Ca(OH)₂, dan Na₂CO₃ melalui proses pengadukan menggunakan agitator agar garam terlarut. NaOH, Ca(OH)₂, dan Na₂CO₃ berfungsi sebagai koagulan untuk membentuk inti endapan dari pengotor dalam brine. Kemudian, dilakukan pengendapan terhadap campuran larutan brine dan koagulan di dalam *Clarifier* (H-413). Larutan brine yang telah bersih dialirkan menuju Brine

Tank I (F-414). Sedangkan endapan yang terbentuk dari hasil pengendapan di *Clarifier* (H-413) akan dialirkan menuju *Solid Water Treatment Plant* (SWTP) dengan bantuan *Belt Conveyor* III (J-4111) untuk proses selanjutnya. Selain itu, larutan brine yang diperoleh dari *Screw Washer* (H-220) dan *Centrifuge* (H-230) akan ditampung di *Brine Tank* II (F-4110). Kemudian, larutan brine tersebut dialirkan menuju *Reactor* (R-410) untuk proses *recycle* pembuatan brine untuk proses pencucian selanjutnya.

II.2 Seleksi Proses

Berdasarkan uraian proses yang telah dijelaskan di atas, maka dapat disimpulkan bahwa perbandingan dari masing-masing proses yakni sebagai berikut:

Tabel II. 1 Perbandingan Proses Pemurnian Garam

Parameter	Macam-macam Proses	
	Pencucian dengan Brine	Rekrestalisasi dengan Penambahan Flokulan
Bahan Baku Utama	Garam Rakyat	Garam Rakyat
Ketersediaan Bahan Baku Utama	Banyak	Banyak
Bahan Baku Pembantu	Na ₂ CO ₃ , NaOH, brine	Na ₂ CO ₃ , NaOH, PAC
Kebutuhan Energi	Hanya membutuhkan <i>steam</i> untuk memanaskan udara sebelum masuk <i>Rotary Dryer</i>	Membutuhkan <i>steam</i> untuk pengkristalisasi
Kemurnian Produk	Garam Industri (≥ 96%)	Garam Industri (97-98%)
<i>Pre-treatment</i>	<i>Crushing</i>	Pelarutan Garam
Proses	Sederhana	Kompleks
Harga Peralatan Proses	Ekonomis	Mahal

Berdasarkan **Tabel II.1**, proses yang kami pilih adalah metode pemurnian garam kasar (garam rakyat) menggunakan proses pencucian dengan brine (hidroekstraksi). Hal ini dikarenakan proses tersebut lebih menguntungkan dibandingkan dengan proses rekrestalisasi dengan penambahan flokulan. Proses pencucian dengan brine (hidroekstraksi) 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.

II.2.1 Spesifikasi Produk

Karakter utama yang dapat menjelaskan garam industri sebagai produk komersial ditentukan oleh beberapa parameter fisik dan kimia. Sesuai dengan Peraturan Menteri Perindustrian Republik Indonesia Nomor: 88/M-IND/PER/10/2014 tentang perubahan atas Peraturan Menteri Perindustrian Nomor: 134/MIND/PER/10/2009 tentang peta panduan

pengembangan klaster industri garam, standar garam industri soda kaustik menyesuaikan dengan standar SNI kode 0303:2012 disajikan pada **Tabel II.2**

Tabel II. 2 Standar Kualitas Garam Industri Soda Kaustik
Menurut Standar SNI 0303:2012

komponen	Kadar % SNI
NaCl (adbb)	Min. 96,00
Ca (adbb)	Maks. 0,10
Mg (adbb)	Maks. 0,05
SO ₄ (adbb)	Maks. 0,20
H ₂ O (b/b)	Maks. 2,50
Bahan yang tidak larut dalam air	Maks. 0,05
Bentuk	Padatan kristal
Warna	Putih
Catatan : adbb : atas dasar bobot basah b/b : berat per berat	

“Halaman sengaja dikosongkan ...”

BAB III

NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 150.000 ton/tahun
 = 454.545,45 kg/hari
 = 18.939,39 kg/jam

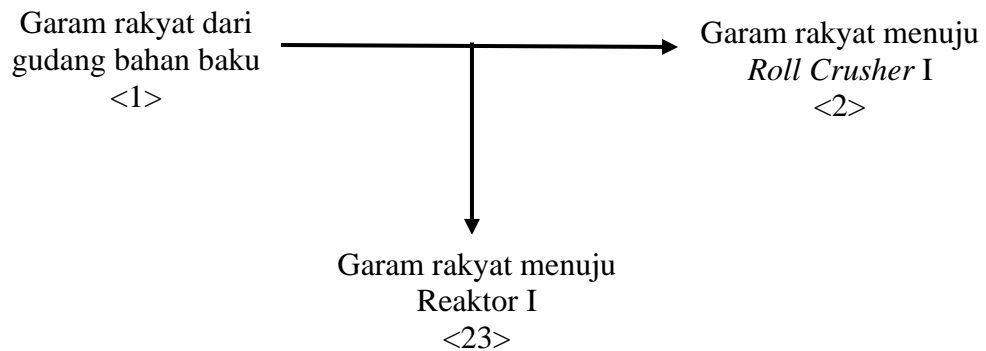
Ditetapkan :

1 tahun = 330 hari
 Waktu operasi = 24 jam/hari

Bahan Baku = 42.909,60 kg/jam
 Basis = 1 kg/jam

III.1 *Splitter Point*

Fungsi : Untuk memisahkan dan memindahkan garam rakyat sebagai bahan baku garam industri dan *brine*.



Asumsi : 10% garam rakyat dibutuhkan untuk membuat larutan *brine*.

Tabel III.1 Neraca Massa Pada *Splitter Point*

Neraca Massa Splitter Point	
Neraca Massa Aliran Masuk	Neraca Massa Aliran Keluar
Aliran <1> Garam Rakyat dari Gudang Bahan Baku	Aliran <2> Garam rakyat menuju <i>Roll Crusher I</i>

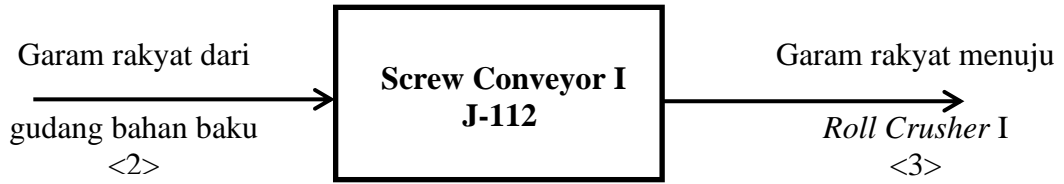
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.85284	36595.20	NaCl	0.85284	18832.65
CaSO ₄	0.00754	323.70	CaSO ₄	0.00754	166.58
CaCl ₂	0.00684	293.57	CaCl ₂	0.00684	151.08
MgCl ₂	0.01485	637.31	MgCl ₂	0.01485	327.98
KCl	0.01240	532.10	KCl	0.01240	273.83
Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	139.27	Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	71.67
KBr	0.00296	126.84	KBr	0.00296	65.28
KIO ₃	0.00007	3.20	KIO ₃	0.00007	1.64
H ₂ O	0.09924	4258.41	H ₂ O	0.09924	2191.46
Total <1>	1.000000	42,909.60	Total <2>	1.000000	22,082.17
			Aliran <23> Garam rakyat menuju Reaktor I		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
			NaCl	0.852844126	17762.55
			CaSO ₄	0.007543716	157.12
			CaCl ₂	0.006841693	142.49
			MgCl ₂	0.014852492	309.34
			KCl	0.01240045	258.27
			Mg(HCO ₃) ₂	0.003245643	67.60
			KBr	0.002956035	61.57
			KIO ₃	7.44894E-05	1.55
			H ₂ O	0.099241356	2066.94
			Total <25>	1.000000	20827.43
Total Aliran Masuk		42909.60	Total Aliran Keluar		42909.60

III.2 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)

Tabel III.2 Neraca Massa Pada *Screw Conveyor I* (J-112)

Neraca Massa <i>Screw Conveyor</i> (J-112)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <2> Garam Rakyat dari Gudang Bahan Baku			Aliran <3> Garam rakyat menuju <i>Roll Crusher I</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.852844126	18832.65	NaCl	0.852844126	18832.65
CaSO ₄	0.007543716	166.58	CaSO ₄	0.007543716	166.58
CaCl ₂	0.006841693	151.08	CaCl ₂	0.006841693	151.08
MgCl ₂	0.014852492	327.98	MgCl ₂	0.014852492	327.98
KCl	0.01240045	273.83	KCl	0.01240045	273.83
Mg(HCO ₃) ₂	0.003245643	71.67	Mg(HCO ₃) ₂	0.003245643	71.67
KBr	0.002956035	65.28	KBr	0.002956035	65.28
KIO ₃	7.44894E-05	1.64	KIO ₃	7.44894E-05	1.64
H ₂ O	0.099241356	2191.46	H ₂ O	0.099241356	2191.46
Total <2>	1.000000	22082.17	Total <3>	1.000000	22082.17
Total Aliran Masuk		22082.170	Total Aliran Keluar		22082.170

III.3 Roll Crusher I (C-110), Screener I (H-113)

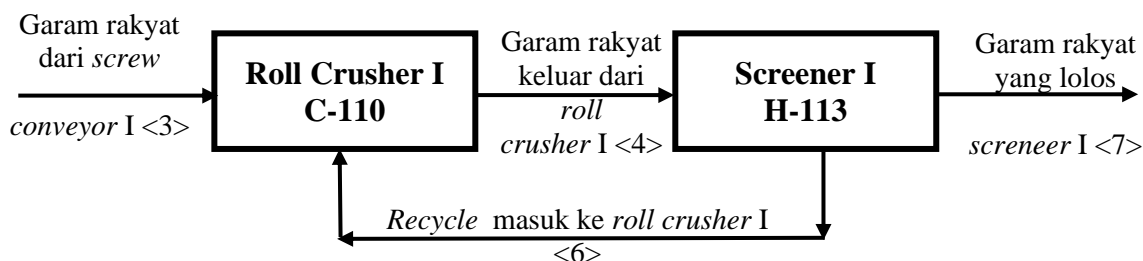
Fungsi *Roll Crusher* : Mengecilkan ukuran partikel garam rakyat menjadi 10 mesh I untuk mengoptimalkan proses *washing*.

Fungsi *Screener* I : Menyaring garam rakyat sehingga diperoleh garam rakyat dengan ukuran maksimal 10 mesh dan garam rakyat yang tidak lolos screening akan dikembalikan ke *Roll Crusher* I.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)
 Diharapkan 95% garam rakyat lolos dari Screener I akan menuju Silo I melalui *Bucket Elevator* II dan 5% garam rakyat yang tidak lolos dari *Screener* I akan di-*recycle* kembali ke *Roll Crusher* I melalui *Bucket Elevator* I.

Tabel III.3 Neraca Massa Pada *Roll Crusher* I (C-110)

Neraca Massa Roll Crusher I (C-110)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <3> Garam rakyat dari <i>Screw Conveyor</i> I			Aliran <4> Garam rakyat menuju <i>Screener</i> I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.852844126	18832.65	NaCl	0.852844126	19823.84
CaSO ₄	0.007543716	166.58	CaSO ₄	0.007543716	175.35

CaCl ₂	0.006841693	151.08	CaCl ₂	0.006841693	159.03
MgCl ₂	0.014852492	327.98	MgCl ₂	0.014852492	345.24
KCl	0.01240045	273.83	KCl	0.01240045	288.24
Mg(HCO ₃) ₂	0.003245643	71.67	Mg(HCO ₃) ₂	0.003245643	75.44
KBr	0.002956035	65.28	KBr	0.002956035	68.71
KIO ₃	7.44894E-05	1.64	KIO ₃	7.44894E-05	1.73
H ₂ O	0.099241356	2191.46	H ₂ O	0.099241356	2306.80
Total <3>	1	22082.17	Total <4>	1	23244.39
Aliran <6> Garam rakyat dari <i>Bucket Elevator I</i>					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)			
NaCl	0.852844126	991.19			
CaSO ₄	0.007543716	8.77			
CaCl ₂	0.006841693	7.95			
MgCl ₂	0.014852492	17.26			
KCl	0.01240045	14.41			
Mg(HCO ₃) ₂	0.003245643	3.77			
KBr	0.002956035	3.44			
KIO ₃	7.44894E-05	0.09			
H ₂ O	0.099241356	115.34			
Total <6>	1	1162.22			
Total Aliran Masuk		23244.389	Total Aliran Keluar		23244.39

Tabel III.4 Neraca Massa Pada *Screener I* (H-113)

Neraca Massa <i>Screener I</i> (H-113)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <4> Garam rakyat dari <i>Roll Crusher I</i>			Aliran <6> Garam rakyat menuju <i>Bucket Elevator I</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.852844126	19823.84	NaCl	0.852844126	991.19

CaSO ₄	0.007543716	175.35	CaSO ₄	0.007543716	8.77
CaCl ₂	0.006841693	159.03	CaCl ₂	0.006841693	7.95
MgCl ₂	0.014852492	345.24	MgCl ₂	0.014852492	17.26
KCl	0.01240045	288.24	KCl	0.01240045	14.41
Mg(HCO ₃) ₂	0.003245643	75.44	Mg(HCO ₃) ₂	0.003245643	3.77
KBr	0.002956035	68.71	KBr	0.002956035	3.44
KIO ₃	7.44894E-05	1.73	KIO ₃	7.44894E-05	0.09
H ₂ O	0.099241356	2306.80	H ₂ O	0.099241356	115.34
Total <4>	1	23244.389	Total <6>	1	1162.219
			Aliran <7> Garam rakyat menuju Screw Conveyor II		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
			NaCl	0.852844126	18832.65
			CaSO ₄	0.007543716	166.58
			CaCl ₂	0.006841693	151.08
			MgCl ₂	0.014852492	327.98
			KCl	0.01240045	273.83
			Mg(HCO ₃) ₂	0.003245643	71.67
			KBr	0.002956035	65.28
			KIO ₃	7.44894E-05	1.64
			H ₂ O	0.099241356	2191.46
			Total <7>	1	22082.16967
Total Aliran Masuk		23244.389	Total Aliran Keluar		23244.389

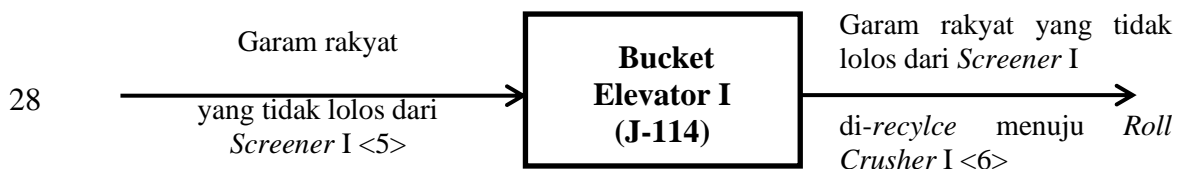
III.4 Bucket Elevator I (J-114)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat yang berukuran lebih dari 10 mesh dari *Screener* I menuju *Roll Crusher* I.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)

Tabel III.5 Neraca Massa *Bucket Elevator* I (J-114)

Neraca Massa <i>Bucket Elevator</i> I (J-114)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <5> Garam rakyat yang tidak lolos dari <i>Screener</i> I			Aliran <6> Garam rakyat yang tidak lolos dari <i>Screener</i> I di- <i>recycle</i> menuju <i>Roll Crusher</i> I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.8528441	991.19	NaCl	0.852844126	991.19
CaSO ₄	0.0075437	8.77	CaSO ₄	0.007543716	8.77
CaCl ₂	0.0068417	7.95	CaCl ₂	0.006841693	7.95
MgCl ₂	0.0148525	17.26	MgCl ₂	0.014852492	17.26
KCl	0.0124005	14.41	KCl	0.01240045	14.41
Mg(HCO ₃) ₂	0.0032456	3.77	Mg(HCO ₃) ₂	0.003245643	3.77
KBr	0.002956	3.44	KBr	0.002956035	3.44
KIO ₃	7.449E-05	0.09	KIO ₃	7.44894E-05	0.09
H ₂ O	0.0992414	115.34	H ₂ O	0.099241356	115.34
Total <5>	1	1162.22	Total <6>	1	1162.22
Total Aliran Masuk		1162.219	Total Aliran Keluar		1162.219

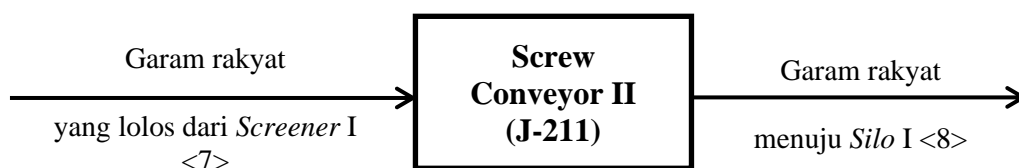
III.5 *Screw Conveyor* II (J-211)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat yang berukuran 10 mesh dari *Screener* I ke Silo I.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)

Tabel III.6 Neraca Massa *Screw Conveyor* II (J-211)

Neraca Massa <i>Screw Conveyor</i> II (J-211)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <7> Garam rakyat yang lolos dari <i>Screener</i> I			Aliran <8> Garam rakyat menuju Silo I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.8528	18832.6487	NaCl	0.8528	18832.6487
CaSO ₄	0.0075	166.5816	CaSO ₄	0.0075	166.5816
CaCl ₂	0.0068	151.0794	CaCl ₂	0.0068	151.0794
MgCl ₂	0.0149	327.9753	MgCl ₂	0.0149	327.9753
KCl	0.0124	273.8288	KCl	0.0124	273.8288
Mg(HCO ₃) ₂	0.0032	71.6708	Mg(HCO ₃) ₂	0.0032	71.6708
KBr	0.0030	65.2757	KBr	0.0030	65.2757
KIO ₃	0.0001	1.6449	KIO ₃	0.0001	1.6449
H ₂ O	0.0992	2191.4645	H ₂ O	0.0992	2191.4645
Total <7>	1	22082.1697	Total <8>	1	22082.1697
Total Aliran Masuk		22082.170	Total Aliran Keluar		22082.170

III.6 Silo I (F-212)

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

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)

Tabel III.7 Neraca Massa Silo I (F-212)

Neraca Massa Silo I (F-212)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <8> Garam rakyat dari <i>Bucket Elevator</i> II			Aliran <9> Garam rakyat menuju <i>Mixer Tank</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.852844	18832.64868	NaCl	0.852844126	18832.64868
CaSO ₄	0.007544	166.5816203	CaSO ₄	0.007543716	166.5816203
CaCl ₂	0.006842	151.0794312	CaCl ₂	0.006841693	151.0794312
MgCl ₂	0.014852	327.9752525	MgCl ₂	0.014852492	327.9752525
KCl	0.0124	273.8288434	KCl	0.01240045	273.8288434
Mg(HCO ₃) ₂	0.003246	71.67082888	Mg(HCO ₃) ₂	0.003245643	71.67082888
KBr	0.002956	65.27565861	KBr	0.002956035	65.27565861
KIO ₃	7.45E-05	1.644887209	KIO ₃	7.44894E-05	1.644887209
H ₂ O	0.099241	2191.464461	H ₂ O	0.099241356	2191.464461
Total <8>	1	22082.16967	Total <9>	1	22082.16967
Total Aliran Masuk		22082.170	Total Aliran Keluar		22082.170

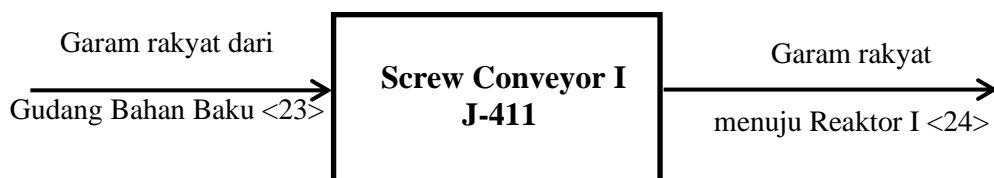
III.7 Screw Conveyor I (J-411)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat dari Gudang Bahan Baku ke Reaktor I.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)

Tabel III. 8 Neraca Massa Pada *Screw Conveyor* I (J-411)

Neraca Massa <i>Screw Conveyor</i> I (J-411)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <23> Garam Rakyat dari Gudang Bahan Baku			Aliran <24> Garam rakyat menuju Reaktor I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.852844	17762.55374	NaCl	0.852844	17762.55374
CaSO ₄	0.007544	157.11624	CaSO ₄	0.007544	157.11624
CaCl ₂	0.006842	142.494907	CaCl ₂	0.006842	142.494907
MgCl ₂	0.014852	309.339283	MgCl ₂	0.014852	309.339283
KCl	0.012400	258.269542	KCl	0.012400	258.269542
Mg(HCO ₃) ₂	0.003246	67.598402	Mg(HCO ₃) ₂	0.003246	67.598402
KBr	0.002956	61.566613	KBr	0.002956	61.566613
KIO ₃	0.000074	1.551423	KIO ₃	0.000074	1.551423
H ₂ O	0.099241	2066.942676	H ₂ O	0.099241	2066.942676
Total <23>	1	20827.43283	Total <24>	1	20827.43283
Total Aliran Masuk		20827.433	Total Aliran Keluar		20827.433

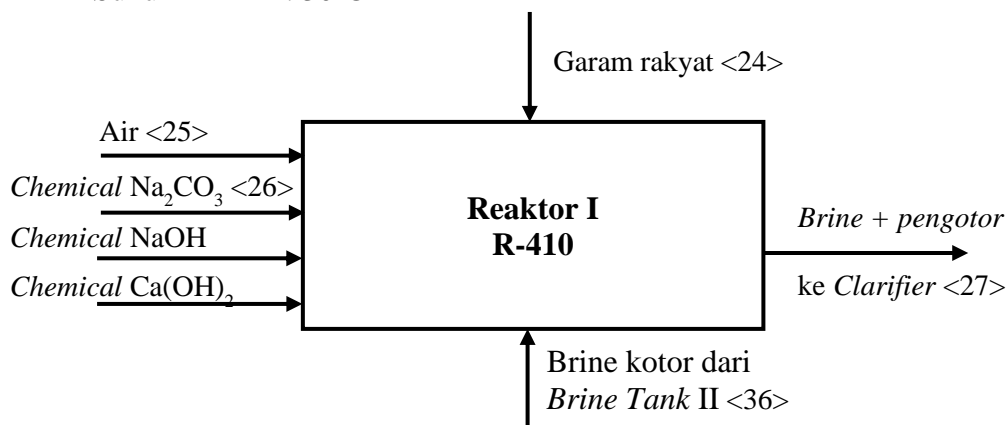
III.8 Reaktor I (R-410)

Fungsi : Tangki pencampuran garam rakyat, koagulan dan air untuk membuat *Brine*.

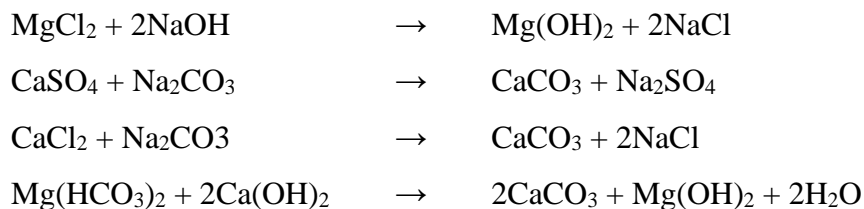
Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C



Reaksi Koagulasi



- Asumsi : 1. Terjadi reaksi (Konsumsi dan Generasi \neq 0).
2. Kebutuhan *brine* = 60.000 kg/jam.

Tabel III. 9 Neraca Massa Reaktor I (R-410)

Neraca Massa Reaktor I (R-410)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <24> Garam Rakyat dari Gudang Bahan Baku			Aliran <27> <i>Brine</i> menuju <i>Clarifier</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.852844126	17762.554	NaCl	0.259928157	18292.387
CaSO ₄	0.007543716	157.116	CaSO ₄	0.002232565	157.116
CaCl ₂	0.006841693	142.495	CaCl ₂	0	0
MgCl ₂	0.014852492	309.339	MgCl ₂	0	0
KCl	0.01240045	258.270	KCl	0.003669916	258.270
Mg(HCO ₃) ₂	0.003245643	67.598	Mg(HCO ₃) ₂	0	0
KBr	0.002956035	61.567	KBr	0.000874839	61.567
KIO ₃	7.44894E-05	1.551	KIO ₃	2.20452E-05	1.551
H ₂ O	0.099241356	2066.943	H ₂ O	0.720458602	50702.11724
NaOH	0	0	NaOH	0.00369243	259.8539653
Na ₂ CO ₃	0	0	Na ₂ CO ₃	0.00193369	136.0829953
CaCO ₃	0	0	CaCO ₃	0.003139878	220.968
Mg(OH) ₂	0	0	Mg(OH) ₂	0.003075206	216.417
Ca(OH) ₂	0	0	Ca(OH) ₂	0.000972672	68.4515867
Total <24>	1	20827.433	Total <27>	1	70374.7822

Aliran <26> <i>Chemical Na₂CO₃, Chemical NaOH, Chemical Ca(OH)₂</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0	0
CaSO ₄	0	0
CaCl ₂	0	0
MgCl ₂	0	0
KCl	0	0
Mg(HCO ₃) ₂	0	0
KBr	0	0
KIO ₃	0	0
H ₂ O	0	0
NaOH	0.288158725	259.854
Na ₂ CO ₃	0.150905923	136.083
CaCO ₃	0.245037307	220.968
Mg(OH) ₂	0.239990326	216.417
Ca(OH) ₂	0.07590772	68.452
Total <26>	1	901.774
Aliran <25> Air		
Komponen	Fraksi Massa	Massa
H ₂ O	1	48645.575
Total <25>	1	48645.575
Aliran <36> <i>Brine kotor dari Brine Tank II</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.261151831	0
CaSO ₄	0.001729128	0
CaCl ₂	0.002288934	0
MgCl ₂	0.004969	0

KCl	0.004148653	0		
Mg(HCO ₃) ₂	0.001085851	0		
KBr	0.000988961	0		
KIO ₃	2.49209E-05	0		
H ₂ O	0.723612721	0		
NaOH	0	0		
Na ₂ CO ₃	0	0		
CaCO ₃	0	0		
Mg(OH) ₂	0	0		
Ca(OH) ₂	0	0		
Total <36>	1	0		
Total Masuk	70374.782		Total Keluar	70374.782

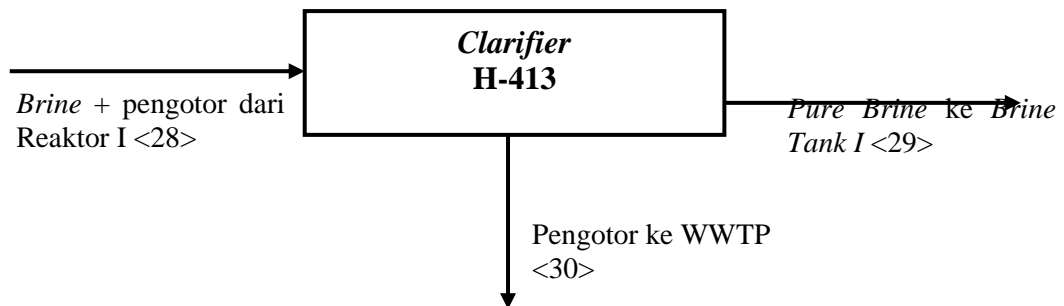
III.9 Clarifier (H-413)

Fungsi : Memisahkan larutan brine dari pengotor dengan proses sedimentasi.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C



Asumsi :

1. Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)
2. Diharapkan massa H₂O yang terbawa ke *Waste Water Treatment Plant* hanya 10% dari total massa H₂O Aliran <28>.

Tabel III. 10 Neraca Massa Pada *Clarifier* (H-413)

Neraca Massa <i>Clarifier</i> (H-413)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <28> dari Reaktor I			Aliran <29> <i>Pure Brine</i> menuju <i>Brine Tank</i> I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.259928157	18292.387	NaCl	0.265192152	16468.5547
CaSO ₄	0.002232565	157.116	CaSO ₄	0	0
CaCl ₂	0	0.000	CaCl ₂	0	0
MgCl ₂	0	0.000	MgCl ₂	0	0
KCl	0.003669916	258.270	KCl	0	0
Mg(HCO ₃) ₂	0	0.000	Mg(HCO ₃) ₂	0	0
KBr	0.000874839	61.567	KBr	0	0
KIO ₃	2.20452E-05	1.551	KIO ₃	0	0
H ₂ O	0.720458602	50702.117	H ₂ O	0.734807848	45631.90552
NaOH	0.00369243	259.854	NaOH	0	0
Na ₂ CO ₃	0.00193369	136.083	Na ₂ CO ₃	0	0
CaCO ₃	0.003139878	220.968	CaCO ₃	0	0
Mg(OH) ₂	0.003075206	216.417	Mg(OH) ₂	0	0
Ca(OH) ₂	0.003286607	68.4515867	Ca(OH) ₂	0	0
Total <28>	1	70306.3306	Total <29>	1	62100.46022
			Aliran <30> Pengotor menuju WWTP		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
			NaCl	0.22225951	1823.832735
			CaSO ₄	0.01914681	157.1162417
			CaCl ₂	0	0
			MgCl ₂	0	0
			KCl	0.031473753	258.2695418
			Mg(HCO ₃) ₂	0	0
			KBr	0.007502752	61.56661304

		KIO ₃	0.000189063	1.551422635
		H ₂ O	0.617876163	5070.211724
		NaOH	0.031666838	259.8539653
		Na ₂ CO ₃	0.016583615	136.0829953
		CaCO ₃	0.026928064	220.9682035
		Mg(OH) ₂	0.026373432	216.4169685
		Ca(OH) ₂	0.000972672	68.4515867
		Total <30>	1	8205.870411
Total Aliran Masuk	70306.331	Total Aliran Keluar	70306.331	

III.10 Brine Tank I (F-414)

Fungsi : Memisahkan larutan brine dari pengotor dengan proses sedimentasi.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)

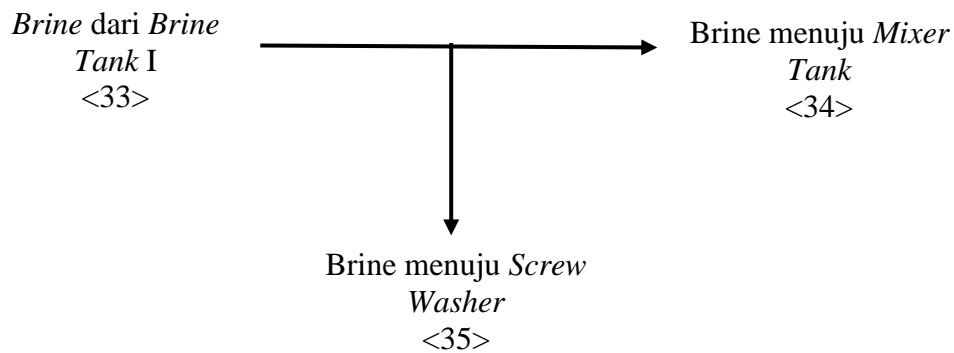
Neraca Massa Brine Tank I (F-414)					
Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <29> Pure Brine dari Clarifier			Aliran <31> Pure Brine menuju Pump		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.265192152	16468.5547	NaCl	0.265192152	16468.5547
CaSO ₄	0	0	CaSO ₄	0	0
CaCl ₂	0	0	CaCl ₂	0	0
MgCl ₂	0	0	MgCl ₂	0	0
KCl	0	0	KCl	0	0
Mg(HCO ₃) ₂	0	0	Mg(HCO ₃) ₂	0	0

KBr	0	0	KBr	0	0
KIO ₃	0	0	KIO ₃	0	0
H ₂ O	0.734807848	45631.90552	H ₂ O	0.734807848	45631.90552
Total <29>	1	62100.46022	Total <31>	1	62100.46022
Total Aliran Masuk		62100.460	Total Aliran Keluar		62100.46022

III.11 Splitter Point

Fungsi : Untuk memisahkan dan mengalirkan *brine* bersih dari *Brine Tank I* menuju *Mixer Tank* dan *Screw Washer*.

Asumsi : *Brine* yang keluar dari *Brine Tank I* (F-414) dialirkan ke Aliran <36> sebesar 50% dan Aliran <37> sebesar 50%.



Tabel III.11 Neraca Massa Pada *Splitter Point*

Neraca Massa <i>Splitter Point</i>							
Neraca Massa Aliran Masuk				Neraca Massa Aliran Keluar			
Aliran <33> Keluar dari <i>Brine Tank I</i>				Aliran <34> <i>Brine</i> menuju <i>Mixer Tank I</i>			
Komponen	Fraksi	Solubilitas	Massa	Komponen	Fraksi	Solubilitas	Massa
NaCl	0.26519	0.3609	16468	NaCl	0.2651	0.3609	8234.2
CaSO ₄	0	0	0	CaSO ₄	0	0	0
CaCl ₂	0	0	0	CaCl ₂	0	0	0
MgCl ₂	0	0	0	MgCl ₂	0	0	0
KCl	0	0	0	KCl	0	0	0

Mg(HCO ₃) ₂	0	0	0	Mg(HCO ₃) ₂	0	0	0
KBr	0	0	0	KBr	0	0	0
KIO ₃	0	0	0	KIO ₃	0	0	0
H ₂ O	0.73480	1	45631	H ₂ O	0.7348	1	22815
Total <33>	1		62100	Total <34>	1		31050
				Aliran <35> <i>Brine</i> menuju ke <i>Screw Washer</i>			
				Komponen	Fraksi	Solubilit y	Massa
				NaCl	0.2651	0.3609	8234.2
				CaSO ₄	0	0	0
				CaCl ₂	0	0	0
				MgCl ₂	0	0	0
				KCl	0	0	0
				Mg(HCO ₃) ₂	0	0	0
				KBr	0	0	0
				KIO ₃	0	0	0
				H ₂ O	0.7348	1	22815.
				Total <35>	1		31050
Total Aliran Masuk			62100	Total Aliran Keluar			62100

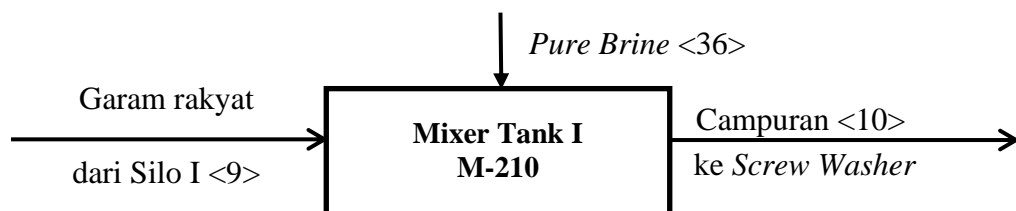
III.12 Mixer Tank (M-210)

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)

Tabel III.12 Neraca Massa Pada *Mixer Tank* (M-210)

Neraca Massa <i>Mixer Tank</i> (M-210)							
Neraca Massa Aliran Masuk				Neraca Massa Aliran Keluar			
Aliran <9> Garam Rakyat dari Silo I				Aliran <10> Garam menuju <i>Screw Washer</i>			
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa	Komponen	Fraksi	Solubility	Massa
NaCl	0.85284	8.593636	18832.65	NaCl	0.8723	8.593636	18832.65
CaSO ₄	0.00754	0.076014	166.5816	CaSO ₄	0.0054	0.053574	83.29081
CaCl ₂	0.00684	0.06894	151.0794	CaCl ₂	0.0034	0.03447	75.53972
MgCl ₂	0.01485	0.14966	327.9753	MgCl ₂	0.0075	0.07483	163.9876
KCl	0.0124	0.124952	273.8288	KCl	0.0063	0.062476	136.9144
Mg(HCO ₃) ₂	0.00324	0.032705	71.67083	Mg(HCO ₃) ₂	0.0016	0.016352	35.83541
KBr	0.00295	0.029786	65.27566	KBr	0.0015	0.014893	32.63783
KIO ₃	7E-05	0.000751	1.644887	KIO ₃	4E-05	0.000375	0.822444
H ₂ O	0.09924	1	2191.464	H ₂ O	0.1015	1	2191.464
Total <9>	1		22082	Total <10>	1		21553
Aliran <36> <i>Brine</i> dari <i>Brine Tank</i> I				Aliran <10> <i>Brine</i> menuju <i>Screw Washer</i>			
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa	Komponen	Fraksi	Solubility	Massa
NaCl	0.26519	0.3609	8234.277	NaCl	0.2611	0.3609	8234.277
CaSO ₄	0	0	0	CaSO ₄	0.0015	0.002112	83.29081
CaCl ₂	0	0	0	CaCl ₂	0.0023	0.003244	75.53972
MgCl ₂	0	0	0	MgCl ₂	0.0050	0.007043	163.9876
KCl	0	0	0	KCl	0.0042	0.00588	136.9144
Mg(HCO ₃) ₂	0	0	0	Mg(HCO ₃) ₂	0.0011	0.001539	35.83541
KBr	0	0	0	KBr	0.0010	0.001402	32.63783
KIO ₃	0	0	0	KIO ₃	3E-05	3.53E-05	0.822444
H ₂ O	0.73480	1	22815.95	H ₂ O	0.7235	1	22815.95
Total <36>	1		31050.23	Total <10>	1		31579.26
Total Aliran Masuk			53132	Total Aliran Keluar			53132

III.12 *Screw Washer* (H-220)

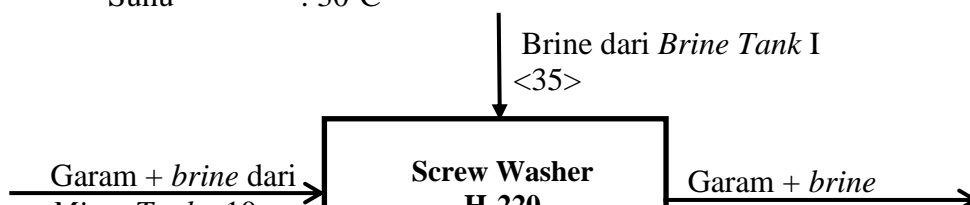
Fungsi : Untuk proses pencucian garam dengan *brine* (proses pencucian II).

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

40



- Asumsi : 1. Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)
 2. 95% impurities larut dalam *brine*
 3. 5% *brine* terbawa aliran <11>

Tabel III.13 Neraca Massa *Screw Washer*

Neraca Massa <i>Screw Washer</i> (H-220)							
Neraca Massa Aliran Masuk				Neraca Massa Aliran Keluar			
Aliran <10> Garam dari <i>Mixer Tank</i>				Aliran <11> Garam menuju <i>Centrifuge</i>			
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa	Komponen	Fraksi	Solubility	Massa
NaCl	0.87239	8.593636	18832.6	NaCl	0.89245	8.593636	18832.6
CaSO ₄	0.00543	0.053574	83.2908	CaSO ₄	0.00263	0.025362	4.16454
CaCl ₂	0.00349	0.03447	75.5397	CaCl ₂	0.00017	0.001723	3.77698
MgCl ₂	0.00759	0.07483	163.987	MgCl ₂	0.00038	0.003742	8.19938
KCl	0.00634	0.062476	136.914	KCl	0.00032	0.003124	6.84572
Mg(HCO ₃) ₂	0.00166	0.016352	35.8354	Mg(HCO ₃) ₂	8.5E-05	0.000818	1.79177
KBr	0.00151	0.014893	32.6378	KBr	8E-05	0.000745	1.63189
KIO ₃	4E-05	0.000375	0.82244	KIO ₃	2E-06	1.88E-05	0.04112
H ₂ O	0.10151	1	2191.46	H ₂ O	0.10385	1	2191.46
Total <10>	1		21553.1	Total <11>	1		21050.5
Aliran <10> <i>Brine</i> dari <i>Mixer Tank</i>				Aliran <11> <i>Brine</i> menuju <i>Centrifuge</i>			
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa	Komponen	Fraksi	Solubility	Massa
NaCl	0.26111	0.3609	8234.27	NaCl	0.2616	0.3609	823.427
CaSO ₄	0.00152	0.002112	83.2908	CaSO ₄	1.5E-05	0.000422	8.12085
CaCl ₂	0.00234	0.003244	75.5397	CaCl ₂	0.00229	0.003163	7.36512
MgCl ₂	0.00509	0.007043	163.987	MgCl ₂	0.00497	0.006867	15.9887
KCl	0.00425	0.00588	136.914	KCl	0.00415	0.005733	13.3491
Mg(HCO ₃) ₂	0.00111	0.001539	35.8354	Mg(HCO ₃) ₂	0.00108	0.001501	3.49395
KBr	0.00101	0.001402	32.6378	KBr	0.00099	0.001367	3.18218
KIO ₃	2.6E-05	3.53E-05	0.82244	KIO ₃	2.5E-05	3.44E-05	0.08018
H ₂ O	0.72350	1	22815.9	H ₂ O	0.72485	1	2281.59
Total <10>	1		31579	Total <11>	1		3156

Aliran <35> Brine dari Brine Tank I				Aliran <12> Brine kotor menuju Brine Tank II			
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa	Komponen	Fraksi	Solubility	Massa
NaCl	0.26519	0.3609	8234.27	NaCl	0.26112	0.3609	15645.1
CaSO ₄	0	0	0	CaSO ₄	0.00181	0.00264	154.296
CaCl ₂	0	0	0	CaCl ₂	0.00228	0.00316	139.937
MgCl ₂	0	0	0	MgCl ₂	0.00496	0.00686	303.787
KCl	0	0	0	KCl	0.00414	0.00573	253.634
Mg(HCO ₃) ₂	0	0	0	Mg(HCO ₃) ₂	0.00108	0.00150	66.3851
KBr	0	0	0	KBr	0.00098	0.00136	60.4615
KIO ₃	0	0	0	KIO ₃	2E-05	3.44E-05	1.52357
H ₂ O	0.73480	1	22815.9	H ₂ O	0.72355	1	43350.3
Total <35>	1		31050	Total <12>	1		59975
Total Aliran Masuk			84182	Total Aliran Keluar			84182

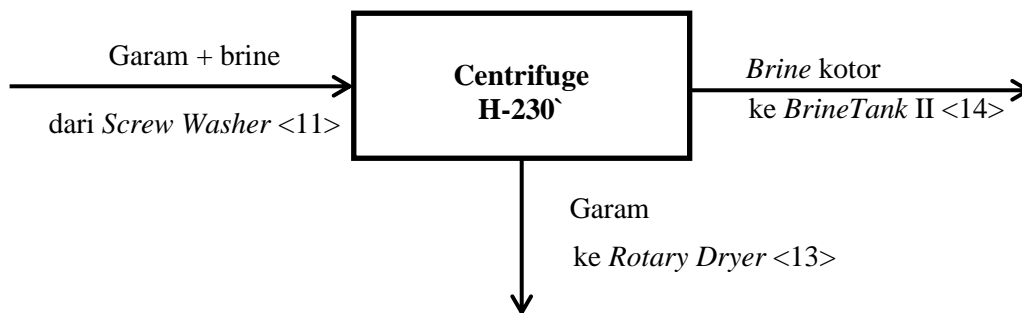
III.13 Centrifuge (H-230)

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 centrifuge sebanyak 5%.

Tabel III.14 Neraca Massa pada *Centrifuge* (H-230)

Neraca Massa <i>Centrifuge</i> (H-230)							
Aliran Masuk				Aliran Keluar			
Aliran <11> Garam dari <i>Screw Washer</i>				Aliran <13> Garam menuju <i>Vibrating Dryer</i>			
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa	Komponen	Fraksi	Solubility	Massa
NaCl	0.89	8.593636	18832.65	NaCl	0.89	8.593636	18873.82
CaSO ₄	0.00	0.025362	4.16	CaSO ₄	0.00	0.025362	4.57
CaCl ₂	0.00	0.001723	3.78	CaCl ₂	0.00	0.001723	4.15
MgCl ₂	0.00	0.003742	8.20	MgCl ₂	0.00	0.003742	9.00
KCl	0.00	0.003124	6.85	KCl	0.00	0.003124	7.51
Mg(HCO ₃) ₂	0.00	0.000818	1.79	Mg(HCO ₃) ₂	0.00	0.000818	1.97
KBr	0.00	0.000745	1.63	KBr	0.00	0.000745	1.79
KIO ₃	0.00	0.000019	0.04	KIO ₃	0.00	0.000019	0.05
H ₂ O	0.10	1	2191.46	H ₂ O	0.11	1	2305.54
Total <11>	1		21050.565	Total <13>	1		21208.395
Aliran <11> <i>Brine</i> dari <i>Screw Washer</i>				Aliran <14> <i>Brine</i> menuju <i>Brine Tank II</i>			
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa	Komponen	Fraksi	Solubility	Massa
NaCl	0.26	0.3609	823.43	NaCl	0.26	0.3609	782.26
CaSO ₄	0.00	0.0004224	8.12	CaSO ₄	0.00	2.112E-05	7.71
CaCl ₂	0.00	0.0031632	7.37	CaCl ₂	0.00	0.0031632	7.00
MgCl ₂	0.00	0.0068669	15.99	MgCl ₂	0.00	0.0068669	15.19
KCl	0.00	0.0057333	13.35	KCl	0.00	0.0057333	12.68
Mg(HCO ₃) ₂	0.00	0.0015006	3.49	Mg(HCO ₃) ₂	0.00	0.0015006	3.32
KBr	0.00	0.0013667	3.18	KBr	0.00	0.0013667	3.02
KIO ₃	0.00	3.444E-05	0.08	KIO ₃	0.00	3.444E-05	0.08
H ₂ O	0.72	1	2281.60	H ₂ O	0.72	1	2167.52
Total <11>	1		3156.6033	Total <14>	1		2998.7731
Total Aliran Masuk			24207.168	Total Aliran Keluar			24207.168

III.14 *Brine Tank II* (F-421)

Fungsi : Sebagai tangki penampungan sementara *brine* kotor dari *Centrifuge* dan *Screw Washer*.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C



Tabel III. 15 Neraca Massa pada *Brine Tank II* (F-421)

Neraca Massa <i>Brine Tank II</i> (F-421)							
Aliran Masuk				Aliran Keluar			
Aliran <12> <i>Brine</i> dari <i>Screw Washer</i>				Aliran <36> <i>Brine</i> menuju Reaktor I			
Komponen	Fraks i	Solubilit y	Massa	Komponen	Fraks i	Solubilit y	Massa
NaCl	0.261	0.3609	15645.1	NaCl	0.261	0.3609	16427.3
CaSO4	0.002	0.00264	154.30	CaSO4	0.002	0.00264	162.01
CaCl2	0.002	0.003163	139.94	CaCl2	0.002	0.003163	146.93
MgCl2	0.005	0.006867	303.79	MgCl2	0.005	0.006867	318.98
KCl	0.004	0.005733	253.63	KCl	0.004	0.005733	266.32
Mg(HCO3)2	0.001	0.001501	66.39	Mg(HCO3)2	0.001	0.001501	69.70
KBr	0.001	0.001367	60.46	KBr	0.001	0.001367	63.48
KIO3	0.000	3.44E-05	1.52	KIO3	0.000	3.44E-05	1.60
H2O	0.724	1	16625.1	H2O	0.724	1	18792.6
Total <12>	1		33250.3	Total <36>	1		36249.1
Aliran <14> <i>Brine</i> dari <i>Centrifuge</i>							
Komponen	Fraks i	Solubilit y	Massa				
NaCl	0.262	0.3609	782.26				
CaSO4	0.000	2.11E-05	7.71				
CaCl2	0.002	0.003163	7.00				
MgCl2	0.005	0.006867	15.19				
KCl	0.004	0.005733	12.68				
Mg(HCO3)2	0.001	0.001501	3.32				

KBr	0.001	0.001367	3.02	
KIO3	0.000	3.44E-05	0.08	
H2O	0.725	1	2167.52	
Total <14>	1		2998.77	
Total Aliran Masuk			36249.1	Total Aliran Keluar
				36249.1

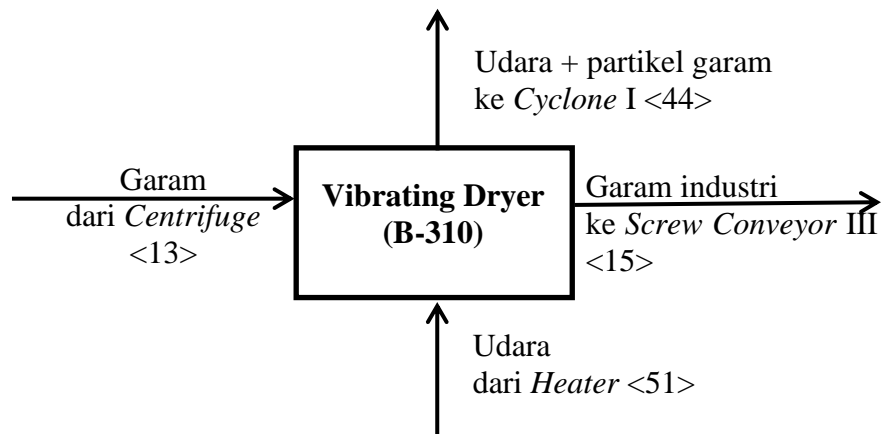
III.15 *Vibrating Dryer* (B-310)

Fungsi : Mengurangi kadar H₂O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas kemudian dilanjutkan dengan kontak udara dingin dengan menggunakan conveyor.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 120°C



- Asumsi :
1. Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)
 2. Material yang keluar dari *Vibrating Dryer* memiliki kandungan H₂O maksimal 1%.
 3. Material yang terbawa oleh udara pemanas sebesar 1% dari total *flowrate* Aliran <13>.
 4. Proses secara adiabatik.

Tabel III.16 Neraca Massa Pada *Vibrating Dryer* (B-310)

Neraca Massa <i>Vibrating Dryer</i> (B-310)					
Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <13> Garam dari <i>Centrifuge</i>			Aliran <15> Garam Industri menuju <i>Screw Conveyor III</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.8899	18873.82	NaCl	0.9899	18496.34
CaSO ₄	0.0002	4.57	CaSO ₄	0.0002	4.48
CaCl ₂	0.0002	4.15	CaCl ₂	0.0002	4.06
MgCl ₂	0.0004	9.00	MgCl ₂	0.0005	8.82
KCl	0.0004	7.51	KCl	0.0004	7.36
Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	1.97	Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	1.93
KBr	0.0001	1.79	KBr	0.0001	1.76
KIO ₃	0.0000	0.05	KIO ₃	0.0000	0.04
H ₂ O	0.1087	2305.54	H ₂ O	0.0086	160.35
Total <13>	1	21208.39	Total <15>	1	18685.14
Aliran <51> Udara dari <i>Heater</i>			Aliran <44> Udara panas + partikel garam menuju <i>Cyclone I</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0	0	NaCl	0.0019	188.74
CaSO ₄	0	0	CaSO ₄	0	0.05
CaCl ₂	0	0	CaCl ₂	0	0.04
MgCl ₂	0	0	MgCl ₂	0	0.09
KCl	0	0	KCl	0	0.08
Mg(HCO ₃) ₂	0	0	Mg(HCO ₃) ₂	0	0.02
KBr	0	0	KBr	0	0.02
KIO ₃	0	0	KIO ₃	0	0.00
H ₂ O	0.0206	1959.75	H ₂ O	0.0211	4104.95
Udara	0.9794	93240.43	Udara	0.9770	93240.43
Total <51>	1	95200.18	Total <44>	1	97534.40

Aliran <41> Udara dari <i>Blower</i> II			Aliran <45> Udara + partikel garam menuju <i>Cyclone</i> I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0	0	NaCl	0.0019	188.74
CaSO ₄	0	0	CaSO ₄	0	0.05
CaCl ₂	0	0	CaCl ₂	0	0.04
MgCl ₂	0	0	MgCl ₂	0	0.09
KCl	0	0	KCl	0	0.08
Mg(HCO ₃) ₂	0	0	Mg(HCO ₃) ₂	0	0.02
KBr	0	0	KBr	0	0.02
KIO ₃	0	0	KIO ₃	0	0.00
H ₂ O	0.0206	673.81	H ₂ O	0.0211	673.81
Udara	0.9794	32058.33	Udara	0.9770	32058.33
Total <41>	1	32732.14	Total <45>	1	32921.17
Total Aliran Masuk		149140.71	Total Aliran Keluar		149140.71

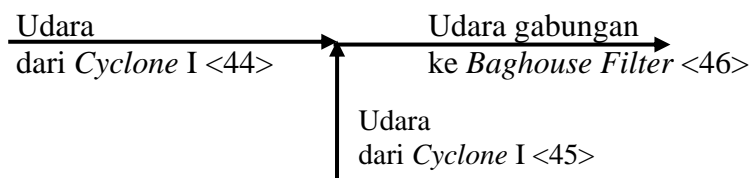
III.16 Meeting Point Udara

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

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)

Tabel III.17 Neraca Massa Meeting Point Udara

Neraca Massa Meeting Point Udara	
Aliran Masuk	Aliran Keluar

Aliran <44> Udara panas + partikel garam menuju <i>Cyclone I</i>			Aliran <46> Udara gabungan menuju <i>Baghouse Filter</i>		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
NaCl	0.0019	188.74	NaCl	0.0029	377.48
CaSO ₄	0.0000	0.05	CaSO ₄	0.0000	0.09
CaCl ₂	0.0000	0.04	CaCl ₂	0.0000	0.08
MgCl ₂	0.0000	0.09	MgCl ₂	0.0000	0.18
KCl	0.0000	0.08	KCl	0.0000	0.15
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.02	Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.04
KBr	0.0000	0.02	KBr	0.0000	0.04
KIO ₃	0.0000	0.00	KIO ₃	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0421	4104.95	H ₂ O	0.0366	4778.76
Udara	0.9560	93240.43	Udara	0.9605	125298.75
Total <44>	1	97534.4	Total <46>	1	130455.6
Aliran <45> Udara + partikel garam menuju <i>Cyclone I</i>					
Komponen	Fraksi	Massa			
NaCl	0.0057	188.74			
CaSO ₄	0.0000	0.05			
CaCl ₂	0.0000	0.04			
MgCl ₂	0.0000	0.09			
KCl	0.0000	0.08			
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.02			
KBr	0.0000	0.02			
KIO ₃	0.0000	0.00			
H ₂ O	0.0205	673.81			
Udara	0.9738	32058.33			
Total <45>	1	32921.17			
Total Aliran Masuk		130455.6	Total Aliran Keluar		130455.6

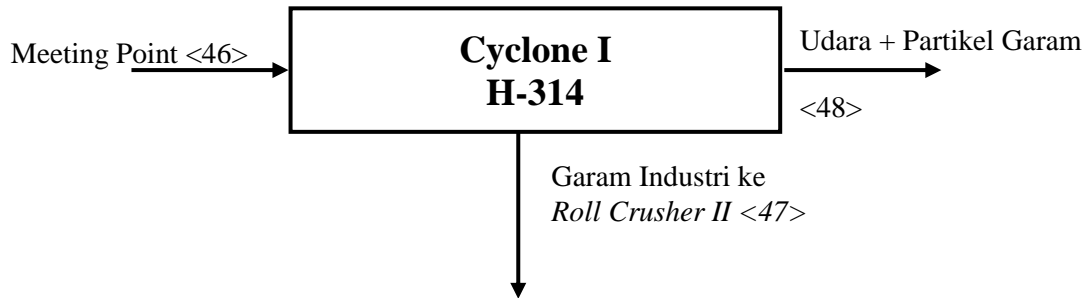
III.17 Cyclone I (H-314)

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

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C



- Asumsi :
1. Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)
 2. Padatan garam yang dipisahkan dari udara atau efisiensi *cyclone* sebesar 95%.

Tabel III.18 Neraca Massa Pada *Cyclone I* (H-314)

Neraca Massa <i>Cyclone I</i> (H-314)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <46> <i>meeting point</i>			Aliran <48> Udara + partikel garam		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	5.7E-03	188.74	NaCl	9.4E-05	9.44
CaSO ₄	1.4E-06	0.05	CaSO ₄	2.8E-07	0.00
CaCl ₂	1.3E-06	0.04	CaCl ₂	2.1E-08	0.00
MgCl ₂	2.7E-06	0.09	MgCl ₂	4.5E-08	0.00
KCl	2.3E-06	0.08	KCl	3.8E-08	0.00
Mg(HCO ₃) ₂	6.0E-07	0.02	Mg(HCO ₃) ₂	9.8E-09	0.00
KBr	5.4E-07	0.02	KBr	9.0E-09	0.00
KIO ₃	1.4E-08	0.00	KIO ₃	2.3E-10	0.00

H ₂ O	2.0E-02	673.81	H ₂ O	2.0E-02	640.12
Udara	9.7E-01	32058.33	Udara	9.8E-01	32058.33
Total <46>	1	32921.17	Total <48>	1	32707.90
			Aliran <47> Partikel garam menuju <i>Roll Crusher II</i>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
			NaCl	0.6268	179.30
			CaSO ₄	0.0018	0.04
			CaCl ₂	0.0001	0.04
			MgCl ₂	0.0003	0.09
			KCl	0.0002	0.07
			Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	0.02
			KBr	0.0001	0.02
			KIO ₃	0.0000	0.00
			H ₂ O	0.3706	33.69
			Udara	0	0
			Total <47>	1	213.27
Total Aliran Masuk		32921.16504	Total Aliran Keluar		32921.16504

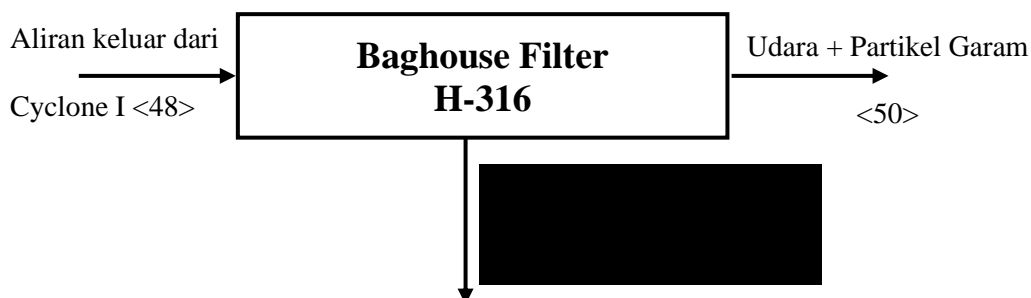
III.18 *Baghouse Filter* (H-316)

Fungsi : Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara gabungan dari *Cyclone*.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 55°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)

Tabel III.19 Neraca Massa Pada *Baghouse Filter* I (H-316)

Neraca <i>Baghouse Filter</i> (H-316)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <48> aliran keluar dari <i>Cyclone</i> I			Aliran <50> Udara + partikel garam		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.0003	9.437	NaCl	0.0001	0.472
CaSO ₄	0.0000	0.002	CaSO ₄	0.0000	0.000
CaCl ₂	0.0000	0.002	CaCl ₂	0.0000	0.000
MgCl ₂	0.0000	0.004	MgCl ₂	0.0000	0.000
KCl	0.0000	0.004	KCl	0.0000	0.000
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.001	Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.000
KBr	0.0000	0.001	KBr	0.0000	0.000
KIO ₃	0.0000	0.000	KIO ₃	0.0000	0.000
H ₂ O	0.0194	640.120	H ₂ O	0.0201	608.114
Udara	0.9738	32058.326	Udara	0.9798	32058.326
Total <48>	1	32707.897	Total <50>	1	32666.913
			Aliran <49> Partikel garam menuju <i>Roll Crusher</i> II		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
			NaCl	0.6268	8.965
			CaSO ₄	0.0018	0.002
			CaCl ₂	0.0001	0.002
			MgCl ₂	0.0003	0.004
			KCl	0.0002	0.004
			Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	0.001
			KBr	0.0001	0.001

		KIO ₃	0.0000	0.000
		H ₂ O	0.3706	32.006
		Udara	0	0
		Total <49>	1	40.985
Total Aliran Masuk	32707.90	Total Aliran Keluar	32707.90	

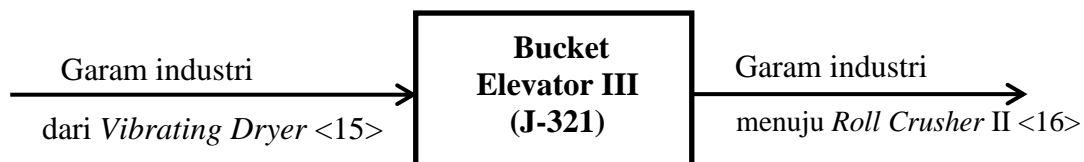
III.19 *Bucket Elevator III (J-321)*

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri dari I menuju *Roll Crusher II*.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)

Tabel III.20 Neraca Massa *Bucket Elevator III (J-321)*

Neraca Massa <i>Bucket Elevator III (J-321)</i>					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <15> Garam industri dari <i>Vibrating Dryer</i>			Aliran <16> Garam industri menuju <i>Roll Crusher II</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.9899	18496.34	NaCl	0.9899	18496.34
CaSO ₄	0.0002	4.48	CaSO ₄	0.0002	4.48
CaCl ₂	0.0002	4.06	CaCl ₂	0.0002	4.06
MgCl ₂	0.0005	8.82	MgCl ₂	0.0005	8.82
KCl	0.0004	7.36	KCl	0.0004	7.36

Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	1.93	Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	1.93
KBr	0.0001	1.76	KBr	0.0001	1.76
KIO ₃	0.0000	0.04	KIO ₃	0.0000	0.04
H ₂ O	0.0086	160.35	H ₂ O	0.0086	160.35
Total <15>	1	18685.14	Total <16>	1	18685.14
Total Aliran Masuk		18685.14	Total Aliran Keluar		18685.14

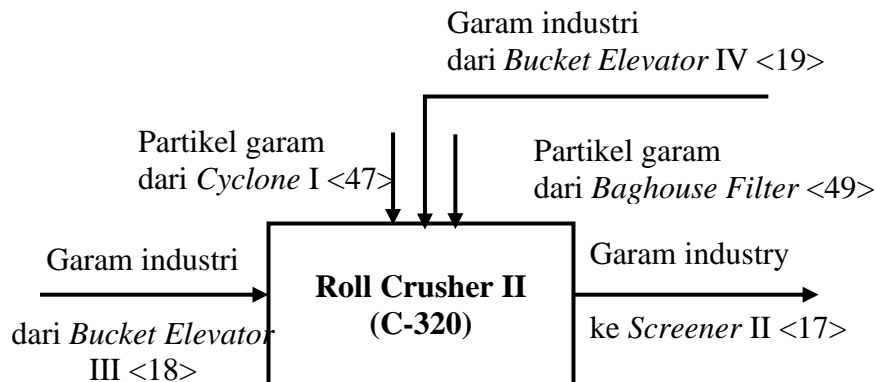
III.20 Roll Crusher II (C-320)

Fungsi : Mengecilkan ukuran partikel garam industri menjadi 20 mesh.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)

Tabel III.21 Neraca Massa Pada *Roll Crusher II (C-320)*

Neraca Massa <i>Roll Crusher II (C-320)</i>	
Neraca Massa Aliran Masuk	Neraca Massa Aliran Keluar
Aliran <16> Garam industri dari <i>Bucket Elevator III</i>	Aliran <17> Garam industri menuju <i>Screener II</i>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.9899	18496.34	NaCl	0.9899	19734.77
CaSO ₄	0.0002	4.48	CaSO ₄	0.0002	4.78
CaCl ₂	0.0002	4.06	CaCl ₂	0.0002	4.33
MgCl ₂	0.0005	8.82	MgCl ₂	0.0005	9.41
KCl	0.0004	7.36	KCl	0.0004	7.86
Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	1.93	Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	2.06
KBr	0.0001	1.76	KBr	0.0001	1.87
KIO ₃	0.0000	0.04	KIO ₃	0.0000	0.05
H ₂ O	0.0086	160.35	H ₂ O	0.0086	171.08
Total <16>	1	18685.14	Total <17>	1	19936.20
Aliran <47> Garam industri dari <i>Cyclone I</i>					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)			
NaCl	0.8407	179.30			
CaSO ₄	0.0002	0.04			
CaCl ₂	0.0002	0.04			
MgCl ₂	0.0004	0.09			
KCl	0.0003	0.07			
Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	0.02			
KBr	0.0001	0.02			
KIO ₃	0.0000	0.00			
H ₂ O	0.1580	33.69			
Total <47>	1	213.27			
Aliran <49> Garam industri dari <i>Baghouse Filter</i>					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)			
NaCl	0.2187	8.97			
CaSO ₄	0.0001	0.00			

CaCl ₂	0.0000	0.00		
MgCl ₂	0.0001	0.00		
KCl	0.0001	0.00		
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.00		
KBr	0.0000	0.00		
KIO ₃	0.0000	0.00		
H ₂ O	0.7809	32.01		
Total <49>	1	40.98		
Aliran <19> Garam industri dari <i>Bucket Elevator IV</i>				
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)		
NaCl	0.9899	986.74		
CaSO ₄	0.0002	0.24		
CaCl ₂	0.0002	0.22		
MgCl ₂	0.0005	0.47		
KCl	0.0004	0.39		
Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	0.10		
KBr	0.0001	0.09		
KIO ₃	0.0000	0.00		
H ₂ O	0.0086	8.55		
Total <19>	1	996.81		
Total Aliran Masuk		19936	Total Aliran Keluar	19936

Tabel III.22 Neraca Massa Pada *Screener II (H-322)*

Neraca Massa Screener II (H-322)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <17> Garam industri dari <i>Roll Crusher II</i>			Aliran <18> Garam industri menuju <i>Bucket Elevator IV</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.9899	19734.77	NaCl	0.9899	986.74

CaSO ₄	0.0002	4.78	CaSO ₄	0.0002	0.24
CaCl ₂	0.0002	4.33	CaCl ₂	0.0002	0.22
MgCl ₂	0.0005	9.41	MgCl ₂	0.0005	0.47
KCl	0.0004	7.86	KCl	0.0004	0.39
Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	2.06	Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	0.10
KBr	0.0001	1.87	KBr	0.0001	0.09
KIO ₃	0.0000	0.05	KIO ₃	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0086	171.08	H ₂ O	0.0086	8.55
Total <17>	1	19936.20	Total <18>	1	996.81
			Aliran <20> Garam industri menuju <i>Silo II</i>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
			NaCl	0.9899	18748.03
			CaSO ₄	0.0002	4.54
			CaCl ₂	0.0002	4.12
			MgCl ₂	0.0005	8.94
			KCl	0.0004	7.46
			Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	1.95
			KBr	0.0001	1.78
			KIO ₃	0.0000	0.04
			H ₂ O	0.0086	162.53
			Total <20>	1	18939.39
Total Aliran Masuk		19936.20415	Total Aliran Keluar		19936.20

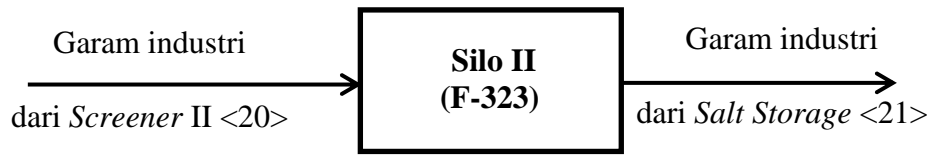
III.21 Silo II (F-323)

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)

Tabel III.23 Neraca Massa Silo II (F-323)

Neraca Massa Silo II (F-323)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <20> Garam industri dari <i>Screener II</i>			Aliran <21> Garam industri menuju <i>Salt Storage</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.9899	18748.03	NaCl	0.9899	18748.03
CaSO ₄	0.0002	4.54	CaSO ₄	0.0002	4.54
CaCl ₂	0.0002	4.12	CaCl ₂	0.0002	4.12
MgCl ₂	0.0005	8.94	MgCl ₂	0.0005	8.94
KCl	0.0004	7.46	KCl	0.0004	7.46
Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	1.95	Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	1.95
KBr	0.0001	1.78	KBr	0.0001	1.78
KIO ₃	0.0000	0.04	KIO ₃	0.0000	0.04
H ₂ O	0.0086	162.53	H ₂ O	0.0086	162.53
Total <20>	1	18939.39	Total <21>	1	18939.39
Total Aliran Masuk		18939.39	Total Aliran Keluar		18939.39

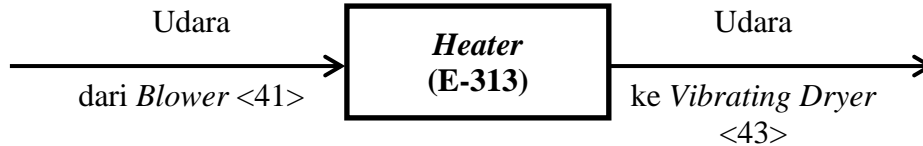
III.22 Heater (E-313)

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)

Tabel III.24 Neraca Massa Heater (E-313)

Neraca Massa Heater (E-313)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <41> Udara dari Blower I			Aliran <43> Udara menuju Vibrating Dryer		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0	0	NaCl	0	0
CaSO ₄	0	0	CaSO ₄	0	0
CaCl ₂	0	0	CaCl ₂	0	0
MgCl ₂	0	0	MgCl ₂	0	0
KCl	0	0	KCl	0	0
Mg(HCO ₃) ₂	0	0	Mg(HCO ₃) ₂	0	0
KBr	0	0	KBr	0	0
KIO ₃	0	0	KIO ₃	0	0
H ₂ O	0.02059	1959.75	H ₂ O	0.02059	1959.75
Udara	0.97941	93240.43	Udara	0.97941	93240.43
Total <41>	1	95200.18	Total <43>	1	95200.18
Total Aliran Masuk		95200.18	Total Aliran Keluar		95200.18

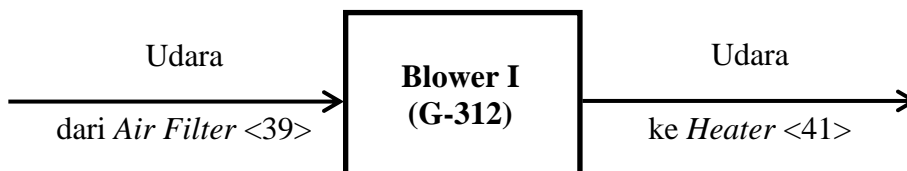
III.23 Blower I (G-312)

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 III.25 Neraca Massa Blower I (G-312)

Neraca Massa Blower I (G-312)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <39> Udara dari <i>Air Filter</i>			Aliran <41> Udara menuju <i>Heater</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0	0	NaCl	0	0
CaSO ₄	0	0	CaSO ₄	0	0
CaCl ₂	0	0	CaCl ₂	0	0
MgCl ₂	0	0	MgCl ₂	0	0
KCl	0	0	KCl	0	0
Mg(HCO ₃) ₂	0	0	Mg(HCO ₃) ₂	0	0
KBr	0	0	KBr	0	0
KIO ₃	0	0	KIO ₃	0	0
H ₂ O	0.0206	1959.75	H ₂ O	0.0206	1959.75
Udara	0.9794	93240.43	Udara	0.9794	93240.43
Total <39>	1	95200.18	Total <41>	1	95200.18
Total Aliran Masuk		95200.18	Total Aliran Keluar		95200.18

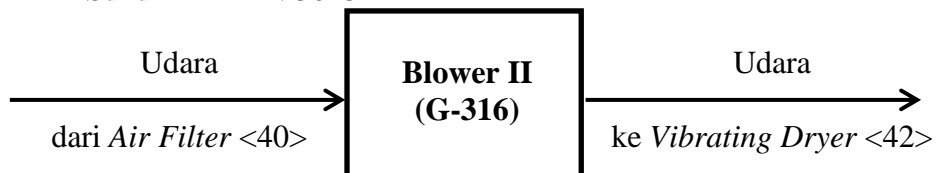
III.24 Blower II (G-316)

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

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)

Tabel III.26 Neraca Massa Blower II (G-316)

Neraca Massa Blower II (G-316)	
Neraca Massa Aliran Masuk	Neraca Massa Aliran Keluar

Aliran <40> Udara dari <i>Air Filter</i>			Aliran <42> Udara menuju <i>Vibrating Dryer</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0	0	NaCl	0	0
CaSO ₄	0	0	CaSO ₄	0	0
CaCl ₂	0	0	CaCl ₂	0	0
MgCl ₂	0	0	MgCl ₂	0	0
KCl	0	0	KCl	0	0
Mg(HCO ₃) ₂	0	0	Mg(HCO ₃) ₂	0	0
KBr	0	0	KBr	0	0
KIO ₃	0	0	KIO ₃	0	0
H ₂ O	0.0206	673.81	H ₂ O	0.0206	673.81
Udara	0.9794	32058.33	Udara	0.9794	32058.33
Total <40>	1	32732.14	Total <42>	1	32732.14
Total Aliran Masuk		32732.14	Total Aliran Keluar		32732.14

III.25 *Air Filter* (H-311)

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

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)

Tabel III.27 Neraca Massa Pada *Air Filter* (H-311)

Neraca Massa <i>Air Filter</i> (H-311)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <37> Udara dari <i>Process Air</i>			Aliran <39> Udara menuju <i>Blower I</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0	0	NaCl	0	0
CaSO ₄	0	0	CaSO ₄	0	0
CaCl ₂	0	0	CaCl ₂	0	0
MgCl ₂	0	0	MgCl ₂	0	0

KCl	0	0	KCl	0	0
Mg(HCO ₃) ₂	0	0	Mg(HCO ₃) ₂	0	0
KBr	0	0	KBr	0	0
KIO ₃	0	0	KIO ₃	0	0
H ₂ O	0.02059	2633.56	H ₂ O	0.02059	1959.75
Udara	0.97941	125298.75	Udara	0.97941	93240.43
Total <37>	1	127932.31	Total <39>	1	95200.18
			Aliran <40> Udara menuju <i>Blower II</i>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
			NaCl	0	0
			CaSO ₄	0	0
			CaCl ₂	0	0
			MgCl ₂	0	0
			KCl	0	0
			Mg(HCO ₃) ₂	0	0
			KBr	0	0
			KIO ₃	0	0
			H ₂ O	0.02059	673.81
			Udara	0.97941	32058.33
Total <40>	1	32732.14			
Total Aliran Masuk	127932.3141	Total Aliran Keluar	127932.31		

“Halaman sengaja dikosongkan ...”

BAB IV NERACA ENERGI

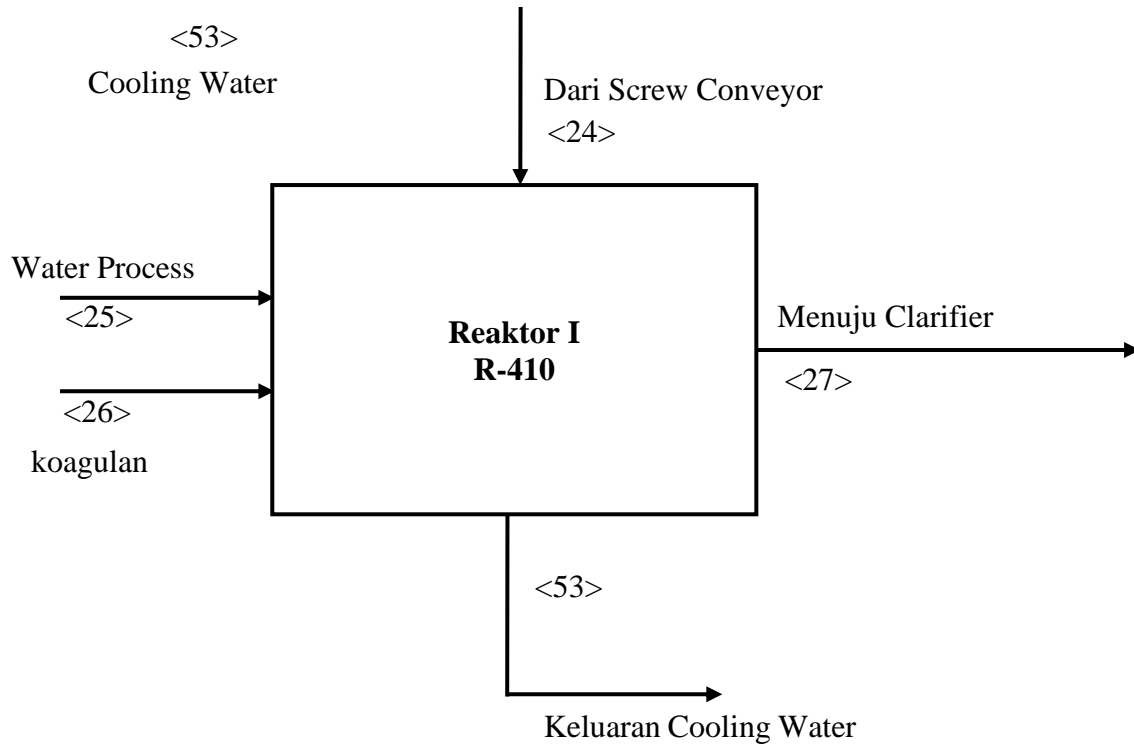
Kapasitas Produksi = 150000 ton/tahun
 Waktu Operasi = 330 hari/tahun
 Basis perhitungan = 1 jam operasi

IV.1 Reaktor (R-410)

Fungsi : Tangki pencampuran garam rakyat, koagulan dan air untuk membuat *Brine*.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm
 Suhu Operasi : 303,15 K
 Suhu Ref : 298,15 K



Tabel IV.1 Neraca Energi Sistem Reaktor I (R-410)

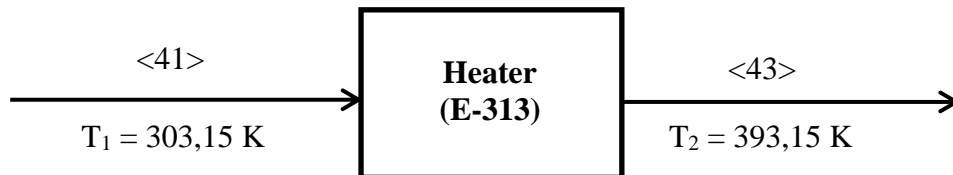
Neraca Energi Reaktor I (R-410)			
Masuk		Keluar	
Aliran	Q (kkal/jam)	Aliran	Q (kkal/jam)
Garam Rakyat <24>	25.476,9178	<i>Brine</i> <27>	175.714,8112
H ₂ O <25>	149.309,3964		
Koagulan <26>	857,0870	Q serap	34.013,7105
		ΔH_r	-34.085,1205
Total	175.643,4012	Total	175.643,4012

IV.2 Heater (E-314)

Fungsi : Sebagai alat untuk memanaskan udara menjadi 120°C sebelum masuk *Vibrating Dryer*.

Kondisi Operasi

P : 1 atm
 T udara masuk: 303,15 K
 T udara keluar: 393,15 K
 T_{ref} : 298,15 K



Asumsi : Proses terjadi secara adiabatik.

Tabel IV.2 Neraca Energi Sistem *Heater* (E-314)

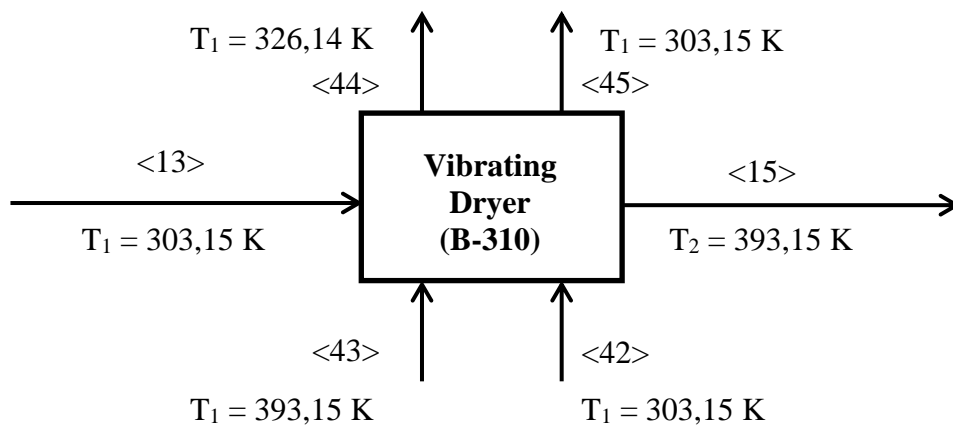
Aliran masuk		Aliran Keluar	
Aliran	H (kkal/jam)	Aliran	H (kkal/jam)
Udara <41>	116.885,1960	Udara <43>	2.257.563,2107
Steam <51>	2.678.569,9125	Steam <52>	537.891,8977
Total	2.795.455,1084	Total	2.795.455,1084

IV.3 *Vibrating Dryer*

Fungsi : Mengurangi kadar H₂O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas. Sekaligus sebagai pendingin.

Kondisi operasi :

P : 1 atm
 T udara masuk: 393,15
 T udara keluar: 326,14
 T_{ref} : 298,15 K



Tabel IV. 3 Neraca Energi *Vibrating Dryer* (B-310)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	H (kkal/jam)	Aliran	H (kkal/jam)
Garam basah <13>	26.566,4249	Garam Panas	300.675,9194
Udara masuk <43>	3.517.530,5056	Udara keluar <44>	3.243.421,0111
Garam panas	245.532,4292	Garam Kering <15>	32.607,1912
Udara Masuk <42>	39.674,4718	Udara Keluar <45>	252.599,7099
Total	3.829.303,83	Total	3.829.303,83

“Halaman sengaja dikosongkan ...”

BAB V

DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

V.1 Gudang Bahan Baku (F-111)

Fungsi	: Untuk menyimpan bahan baku rakyat sebagai persediaan produksi garam industri
Tipe	: <i>Housing</i>
Bentuk bangunan	: Fondasi berbentuk persegi panjang dengan atap tertutup
Bahan konstruksi	: Beton bertulang
Jumlah	: 1 unit
Waktu tinggal maks.	: 2 minggu
Bahan baku	: 41839,40009 kg/jam
Basis	: 14058038.43 kg

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

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Gudang Bahan Baku (F-111)
Fungsi	Untuk menyimpan bahan baku rakyat sebagai persediaan produksi garam industri
Tipe	<i>Housing</i>
Bentuk Bangunan	Fondasi berbentuk persegi panjang dengan atap tertutup
Bahan Konstruksi	Beton bertulang
Kapasitas (ton/jam)	42
Volume (ft ³)	318,657
Tinggi Gudang (ft)	17
Panjang Gudang (ft)	140

Lebar Gudang (in)	1,673
Jumlah (unit)	1

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

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

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Screw Conveyor I (J-112)</i>
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat dari Gudang Bahan Baku ke <i>Roll Crusher I</i> .
Tipe	<i>Conveyor</i> dengan <i>solid screw</i> dan dilengkapi dengan <i>intermediate bearing</i> .
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i> .
Kapasitas (ton/jam)	24
Diameter <i>Screw</i> (in)	24
Panjang <i>Screw</i> (ft)	29
<i>Screw Rotation Speed</i> (rpm)	19
<i>Load Propulsion Rate</i> (ft/s)	1
<i>Inclination</i> (°)	20
<i>Torque</i> (lb/ft)	872
<i>Power</i> (hp ₍₁₎)	4
Jumlah (unit)	1

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

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

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Roll Crusher I (C-110)</i>
Fungsi	

	Mengecilkan ukuran partikel garam rakyat menjadi 4 mm untuk mengoptimalkan proses <i>washing</i> .
Tipe	<i>Double roll crusher.</i>
Bahan Konstruksi	<i>High alloy steel.</i>
Kapasitas (ton/jam)	29
Diameter <i>Roll</i> (in)	4
Kecepatan Rotasi (rpm)	480
Ukuran <i>Feed</i> (mm)	4
Ukuran Produk (mm)	2
<i>Reduction Ratio</i>	2.0
<i>Power</i> (hp ₍₁₎)	22
Jumlah (unit)	1

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

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

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Screener I (H-113)</i>
Fungsi	Menyaring garam rakyat sehingga didapatkan garam rakyat dengan ukuran maksimal 10 mesh.
Tipe	<i>High speed vibrating screen.</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel.</i>
Kapasitas (ton/jam)	23

Luas <i>Screen</i> (ft ²)	48
Jumlah (unit)	1

V.5 *Bucket Elevator I (J-114)*

Tabel V.5 Spesifikasi *Bucket Elevator I (J-114)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	<i>Bucket Elevator I (J-114)</i>
Fungsi	Mengangkut bahan baku (garam rakyat) yang tidak lolos <i>screener</i> (diameter lebih dari 2mm) dari <i>output roll crusher</i> ke <i>input roll crusher</i>
Tipe Elevator	<i>High speed vibrating screen.</i>
Tipe Bucket	<i>Deep bucket</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas (ton/jam)	2
Tinggi (ft)	10
Kecepatan belt (m/s)	1.6
Kapasitas bucket (liter)	0.75
Lebar Bucket (in)	6
Tinggi bucket (in)	4
Jarak antar Bucket (in)	12
Power (hp)	1
Jumlah (Unit)	1

V.6 *Bucket Elevator II (J-211)*

Tabel V.6 *Bucket Elevator II (J-211)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	<i>Bucket Elevator II (J-211)</i>
Fungsi	Mengangkut bahan baku (garam rakyat) dengan ukuran 2 mm dari <i>roll crusher</i> ke <i>Silo I</i>
Tipe Elevator	<i>High speed centrifugal discharge</i>
Tipe Bucket	<i>Deep bucket</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas (ton/jam)	24
Tinggi (ft)	26
Kecepatan belt (m/s)	1.6
Kapasitas bucket (liter)	1.1
Lebar Bucket (in)	7
Tinggi bucket (in)	7
Jarak antar Bucket (in)	12
Power (hp)	2
Jumlah (Unit)	1

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

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

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Silo I (F-212)</i>
Fungsi	Sebagai tempat penampungan sementara garam rakyat sebelum masuk ke <i>Mixer Tank I</i> .

Tipe	Silinder dengan tutup atas <i>standard dished head</i> dan tutup bawah <i>conical</i> .
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316</i> .
Kapasitas (ton/jam)	22
Volume (ft ³)	14
<i>Conical Angle</i> (°)	90
Diameter Dalam (in)	90
Tinggi Silinder (ft)	135
Tebal Silinder (in)	0.1875
Tinggi Tutup Bawah (ft)	4
Tebal Tutup Bawah (in)	0.1875
Tinggi Tutup Atas (ft)	2
Tebal Tutup Atas (in)	0.1875
Jumlah (unit)	1

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

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

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Mixer Tank</i> (M-210)
Fungsi	Sebagai tangki pencampuran antara garam rakyat dengan <i>brine</i> (proses pencucian I).
Tipe	Silinder dengan tutup atas dan bawah <i>standard dished head</i> .
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316</i> .

Kapasitas (ton/jam)	5
Volume (ft ³)	121
Tinggi (ft)	9
Diameter Dalam (in)	54
Diameter <i>Nozzle</i> Aliran <8> (in)	2.00
Diameter <i>Nozzle</i> Aliran <9> (in)	3
Diameter <i>Nozzle</i> Aliran <42> (in)	3
Tebal Silinder (in)	0.1875
Tebal Tutup Atas (in)	0.1875
Tebal Tutup Bawah (in)	0.1875
Jenis Pengaduk	<i>Three-blade propeller agitator with axial flow pattern.</i>
Kecepatan Pengaduk (rpm)	90
<i>Power</i> (hp ₍₁₎)	4
Jumlah (unit)	1

V.9 *Screw Washer* (H-220)

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

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Screw Washer</i> (H-220)
Fungsi	Untuk proses pencucian garam dengan <i>brine</i> (proses pencucian II).
Tipe	<i>Conveyor</i> dengan <i>solid screw</i> dan dilengkapi dengan <i>intermediate bearing</i> .
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i> .
Kapasitas (ton/jam)	91

Diameter <i>Screw</i> (in)	24
Panjang <i>Screw</i> (ft)	208
<i>Screw Rotation Speed</i> (rpm)	33
<i>Load Propulsion Rate</i> (ft/s)	1
<i>Inclination</i> (°)	20
<i>Torque</i> (lb/ft)	13,490
<i>Power</i> (hp ₍₁₎)	85
Jumlah (unit)	1

V.10 Centrifuge (H-230)

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

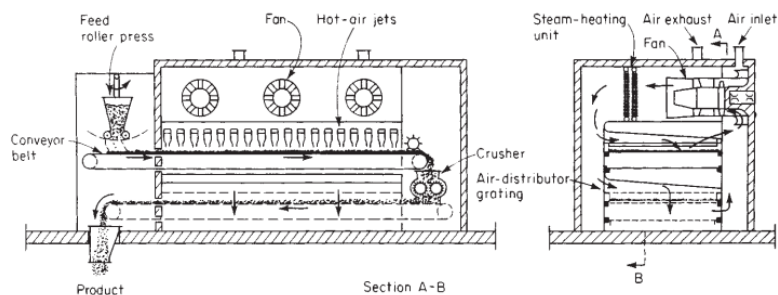
Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Centrifuge</i> (H-230)
Fungsi	Untuk proses pemisahan <i>brine</i> dengan garam.
Tipe	<i>Disk bowl centrifuge</i> .
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i> .
Kapasitas (ton/jam)	24
Tinggi <i>Centrifuge</i> (ft)	1.7
Diameter <i>Bowl</i> (in)	13
Diameter <i>Disc</i> (in)	19.5
<i>Settling Velocity</i> (ft/s)	28
<i>Rotation Speed</i> (rpm)	7,500
<i>Residence Time</i> (s)	0.07472
<i>Power</i> (hp ₍₁₎)	6
Jumlah (unit)	1

V.11 Vibrating Drying - Cooling System (B-310)

Tabel V.11 Spesifikasi *Vibrating Dryer – Cooling System (B-310)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Vibrating Dryer – Cooling System (<i>B-310</i>)
Fungsi	Mengurangi kadar H ₂ O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas kemudian dilanjutkan dengan kontak udara dingin dengan menggunakan conveyor.
Tipe	Vibrating Bed Dryer-Cooler
Kapasitas	10T/jam <i>Fine Salt</i>
Lebar	1.121 mm
Panjang Bagian Pengering	4.280 mm
Panjang Bagian Pendingin	2.129 mm
Amplitude	2 a = 4,5 mm
Working Moment	500 kgcm
Centrifugal Force	29000 N
Tipe Motor	2 X Vibrator motors, 6 Poles, 3 phase
Power/Speed	2,2 kW/980 rpm
Voltage/Frequency	380/50 Hz
Trough	SUS 316L single shell
Hood	SUS 316L widened
Design temperature	Max. 220°C (In Chamber)
Fluidizing bottom	SUS 316L slot screen. SW = 0,12 mm
Open area	appr. 5%
Load Data	9 kN/Point ± 1.5 kN
	0 kN/Point ± 0.7 kN
Mass	Approx 3200 kg or VTA
Carriage material	Fine Salt (Sodium Chloride)
SG Material	2.165
Material Type	Abrasive & Corrosive
Input Moisture Material	Est max 4% contain water

Output Moisture Material	Est max 0.2% contain water
--------------------------	----------------------------



Gambar V.1 Vibrating Dryer – Cooling System (B-310)

Sumber : Perry fig. 12-57 page 12-51

Tabel V.12 Spesifikasi Drying Fan

Spesifikasi Drying Fan			
Mechanical Data			
Volumetric	V	16000	m ³ /h
Static Pressure	Ps	616	mmAq
Velocity Pressure	Vs	616	mmAq
Suction Temperature	T	30	°C
Power Requirement on Shaft	Pv	TBA	kW
Recommended Motor Capacity	Pe	37	kW
ϕ Suction		455	Mm
Discharge dimension		435 × 352	mm
Max. Perm temperature		80	°C
Bearing			
Shaft		ϕ 45.8 mm	
Material		TBA	
V-Belt Drive			
1 set v-belt + spare part			
	Outside ϕ	Grooves no.	ϕ bore
Fan-pulley	190	4	45,8
Motor-pulley	190	4	42,5

MOTOR	
Power = 37 kW	Voltage = 380 volt
Frequency = 50 Hz	Rotational Speed = 1500 r.p.m
ACCESORIES	
Flexible joint union : include	
Casing Material : Stainless Steel SUS 304	
GA Drawing, Manual Book & Performance Curve : include	
IMPELLER	
Outside diameter (blade lips)	<u>TBA</u> mm
Bore	<u>TBA</u> mm
Impeller material	: Stainless Steel SUS 304 (Made in Japan)
Casing Material	: Stainless Steel SUS 304 (Made in Japan)

V.12 *Air Filter* (H-313)

Tabel V.13 Spesifikasi *Air Filter* (H-313)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Air Filter</i> (H-313)
Fungsi	Sebagai alat penyaring debu yang terbawa oleh udara.
Tipe	<i>Cartridge air filter.</i>
Bahan Konstruksi	<i>Synthetic fiber.</i>
Kapasitas (ton/jam)	128
<i>Filter Area</i> (ft ²)	15
Jumlah (unit)	1

V.13 *Blower I* (G-312)

Tabel V.14 Spesifikasi *Blower I* (G-312)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Blower I</i> (G-312)

Fungsi	Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari <i>Air Filter</i> ke <i>Heater</i> .
Tipe	<i>Single stage blower discharge pressure.</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel.</i>
Kapasitas (ft ³ /jam)	2,820,178
Power (hp ₍₁₎)	25
Jumlah (unit)	1

V.14 Heater (E-313)

Tabel V.15 Spesifikasi Heater (E-313)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Heater (E-313)</i>
Fungsi	Sebagai alat untuk memanaskan udara menjadi 120°C sebelum masuk ke <i>Rotary Dryer</i> .
Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger.</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel Type 304.</i>
<i>Shell</i>	ID = 37 in
	<i>Baffle Spacing</i> = 32 in
	Jumlah <i>Baffle</i> = 6
	ΔP = 2.3164 psi
<i>Tube</i>	OD = 1 in
	ID = 0.902 in
	BWG = 18
	<i>Pitch</i> = 1.25 in triangular
	Panjang = 16 ft
	Jumlah <i>Tube</i> = 664
	Jumlah <i>Passes</i> = 2
ΔP = 0.2815 psi	
<i>Dirt Factor</i>	-0.0018 Btu/jam.ft ² .°F

Luas Area	2,781	ft ²
Jumlah	1	unit

V.15 Cyclone I (H-314)

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

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Cyclone I (H-314)</i>
Fungsi	Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari <i>Vibrating Dryer</i> .
Tipe	<i>Tangential Inlet Cyclone Separator</i> .
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316</i> .
Kapasitas (ton/jam)	128
Kecepatan Gas Masuk (ft/s)	50
Diameter dalam <i>Cyclone</i> (in)	314
Tebal <i>Cyclone</i> (in)	0.1875
Tebal Konis (in)	0.1875
Lebar <i>Outlet Cyclone</i> (in)	40
Diameter Saluran Gas Keluar (in)	157
Diameter Partikel Keluar (in)	79
Tinggi <i>Cyclone</i> di Bc Pada Gas Masuk (ft)	14
Panjang Ruang Gravitasi <i>Settling</i> (ft)	53
Panjang Ruang Spiral <i>Cyclone</i> (ft)	53

Jumlah (unit)	1
---------------	---

V.16 *Blower II (G-316)*

Tabel V.17 Spesifikasi *Blower II (G-316)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Blower II (G-315)</i>
Fungsi	Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari <i>Air Filter</i> ke <i>Rotary Cooler</i> .
Tipe	<i>Single stage blower discharge pressure</i> .
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i> .
Kapasitas (ft ³ /jam)	972,645
<i>Power</i> (hp ₍₁₎)	9
Jumlah (unit)	1

V.17 *Bucket Elevator III (J-321)*

Tabel V.18 Spesifikasi *Bucket Elevator III (J-321)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	<i>Bucket Elevator III (J-321)</i>
Fungsi	Mengangkut garam industri dari <i>Vibrating Dryer (B-310)</i> ke <i>Roll Crusher II (C-320)</i>
Tipe Elevator	<i>High speed centrifugal discharge</i>
Tipe Bucket	<i>Deep Bucket</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas (ton/jam)	21
Tinggi (m)	6
Kecepatan belt (m/s)	1.6
Kapasitas bucket (liter)	0.8

Lebar Bucket (mm)	135
Tinggi bucket (mm)	135
Jarak antar Bucket (mm)	300
Power (hp)	2
Jumlah (Unit)	1

V.18 *Roll Crusher II (C-320)*

Tabel V.19 Spesifikasi *Roll Crusher II (C-320)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Roll Crusher II (C-320)</i>
Fungsi	Mengecilkan ukuran partikel garam industri menjadi 20 mesh.
Tipe	<i>Double roll crusher.</i>
Bahan Konstruksi	<i>High alloy steel.</i>
Kapasitas (ton/jam)	25
Diameter <i>Roll</i> (in)	2
Kecepatan Rotasi (rpm)	1548
Ukuran <i>Feed</i> (mm)	2
Ukuran Produk (mm)	1
<i>Reduction Ratio</i>	3
<i>Power</i> (hp _(I))	36
Jumlah (unit)	1

V.19 *Screener II (H-322)*

Tabel V.20 Spesifikasi *Screener II (H-322)*

Spesifikasi	Keterangan
--------------------	-------------------

Nama Alat	<i>Screener II (H-322)</i>
Fungsi	Menyaring garam industri sehingga didapatkan garam industri dengan ukuran maksimal 20 mesh.
Tipe	<i>High speed vibrating screens.</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel.</i>
Kapasitas (ton/jam)	20
Luas <i>Screen</i> (ft ²)	237
Jumlah (unit)	1

V.20 Silo II (F-323)

Tabel V.21 Spesifikasi *Silo II (F-323)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Silo II (F-323)</i>
Fungsi	Sebagai tempat penampungan sementara garam industri sebelum masuk ke <i>Salt Storage</i> .
Tipe	Silinder dengan tutup atas standard dished head dan tutup bawah conical.
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316.</i>
Kapasitas (ton)	19
Volume (ft ³)	390
<i>Conical Angle</i> (°)	90
Diameter Dalam (in)	84
Tinggi Silinder (ft)	126

Tebal Silinder (in)	0.1875
Tinggi Tutup Bawah(ft)	4
Tebal Tutup Bawah(in)	0.1875
Tinggi Tutup Atas (ft)	2
Tebal Tutup Atas (in)	0.1875
Jumlah (unit)	1

V.21 *Salt Storage (F-324)*

Tabel V.22 Spesifikasi *Salt Storage (F-324)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Salt Storage (F-324)</i>
Fungsi	Untuk menyimpan produk garam industri sebelum proses packing.
Tipe	<i>Housing.</i>
Bentuk Bangunan	Fondasi berbentuk persegi panjang dengan atap tertutup.
Bahan Konstruksi	Beton bertulang.
Kapasitas (ton/jam)	43
Volume (ft ³)	326,828
Tinggi <i>Storage</i> (ft)	17
Panjang <i>Storage</i> (ft)	142
Lebar <i>Storage</i> (ft)	142

Jumlah (unit)	1
---------------	---

V.22 Reactor I (R-410)

Tabel V.23 Spesifikasi *Reactor I (R-410)*

Spesifikasi	Keterangan			
Nama Alat	<i>Reactor I (R-410)</i>			
Fungsi	Mereaksikan garam rakyat, air dan chemical NaOH, Na ₂ CO ₃ , Ca(OH) ₂ untuk membuat larutan <i>brine</i>			
Bentuk Tangki	Bejana silinder vertikal berpengaduk dan berpendingin jaket dengan tutup atas dan bawah <i>standard dished head</i> dan agitator tipe <i>three-blade propeller agitator with axial flow pattern</i> .			
Bahan Konstruksi	SA-240 Grade M Type 316			
Kapasitas (ton/jam)	71			
Tekanan desain	82.81	psia	5.6348	atm
Tekanan operasi	14.70	psia	1	atm
Dimensi Tangki				
Volume	7,369	ft ³	209	m ³
Tinggi total	72	ft	2	m
Diameter Silinder	48	in	2	m
Tebal silinder	0.1875	in	0.4763	cm
Tebal Tutup Atas	0.1875	in	0.4763	cm
Tebal Tutup Bawah	0.1875	in	0.4763	cm
Desain Agitator				

Daya Agitator (hp)	4			
Diameter agitator	5.2853	ft	1.6110	m
Lebar agitator	1.0571	ft	0.3222	m
Lebar <i>Baffle</i>	1.7618	ft	0.5370	m
Jarak agitator dari dasar	5.8726	ft	1.7900	m

V.23 *Screw Conveyor II (J-411)*

Tabel V.24 Spesifikasi *Screw Conveyor II (J-411)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Screw Conveyor II (J-411)</i>
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat dari Gudang Bahan Baku ke Reaktor I
Tipe	<i>Conveyor dengan solid screw dan dilengkapi dengan intermediete bearing.</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel.</i>
Kapasitas (ton/jam)	24
Diameter <i>Screw</i> (in)	22
Panjang <i>Screw</i> (ft)	36
<i>Screw Rotation Speed</i> (rpm)	26
<i>Load Propulsion Rate</i> (ft/s)	1
<i>Inclination</i> (°)	20
<i>Torque</i> (lb/ft)	771
<i>Power</i> (hp ₍₁₎)	4
Jumlah (unit)	1

V.24 *Pump I (L-412)*

Tabel V.25 Spesifikasi *Pump I (L-412)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Pump I (L-412)</i>
Fungsi	Mengalirkan brine dan pengotor dari <i>Reactor I</i> ke <i>Clarifier</i> .
Tipe	<i>Centrifugal pump</i> .
Bahan Konstruksi	<i>Commercial steel</i> .
Kapasitas (ft ³ /jam)	212
<i>Nominal Pipe Size</i>	1 in Sch 80
Diameter Dalam (in)	0.957
Diameter Luar (in)	1.315
Luas Penampang (ft ²)	0.00499
<i>Power</i> (hp _(I))	18
Jumlah (unit)	2

V.25 *Clarifier (H-422)*

Tabel V.26 Spesifikasi *Clarifier (H-422)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Clarifier (H-422)</i>
Fungsi	Memisahkan larutan <i>brine</i> dari pengotornya dengan proses sedimentasi.
Tipe	Silinder tanpa tutup atas dan dengan tutup bawah berbentuk conical.
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316</i> .
Kapasitas (ton)	141
Volume (ft ³)	4,234
<i>Conical Angle</i> (°)	120

Diameter Dalam (in)	144
Tinggi Silinder (ft)	23
Tebal Silinder (in)	0.375
Tinggi <i>Conical</i> (ft)	5
Tebal <i>Conical</i> (in)	1
Diameter <i>Nozzle</i> Aliran <27> (in)	1
Diameter <i>Nozzle</i> Aliran <43> (in)	3
<i>Power</i> (hp _(t))	1
Jumlah (unit)	1

V.26 *Brine Tank* I (F-414)

Tabel V.27 Spesifikasi *Brine Tank* I (F-414)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Brine Tank</i> I (F-421)
Fungsi	Sebagai tangki penampungan sementara brine bersih dari <i>Clarifier</i> .
Tipe	Silinder dengan tutup atas conical dan tutup bawah flat.
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316</i> .
Kapasitas (ton/jam)	63
Volume (ft ³)	2,134
Diameter Dalam (in)	192

Diameter <i>Nozzel</i> Aliran <38> (in)	2.5
Tinggi Silinder (ft)	24
Tinggi Tutup Atas (ft)	2.14
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0.02
Tebal Silinder (in)	0.25
Tebal Tutup Atas (in)	0.2500
Tebal Tutup Bawah (in)	0.25
Sudut <i>Conical</i> (°)	15
Jumlah (unit)	1

V.27 *Brine Tank II* (F-421)

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

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Brine Tank II</i> (F-421)
Fungsi	Sebagai tangki penampungan sementara <i>brine</i> kotor dari <i>Mixer Tank I</i> dan <i>Screw Washer</i> .
Tipe	Silinder dengan tutup atas <i>conical</i> dan tutup bawah <i>flat</i> .
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316</i>
Kapasitas (ton/jam)	37
Volume (ft ³)	2,134
Diameter Dalam (in)	192
Diameter <i>Nozzel</i> Aliran <12> (in)	2.5
Diameter <i>Nozzel</i> Aliran <14> (in)	0.75

Diameter <i>Nozzel</i> Aliran <44> (in)	2.5
Tinggi Silinder (ft)	24
Tinggi Tutup Atas (ft)	3.05
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0.02
Tebal Silinder (in)	0.1875
Tebal Tutup Atas (in)	0.1875
Tebal Tutup Bawah (in)	0.1875
Sudut <i>Conical</i> (°)	21
Jumlah (unit)	1

V.28 *BagHouse Filter (H-316)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Baghouse Filter (H-316)</i>
Fungsi	Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari <i>Vibrating Dryer</i> .
Tipe	<i>Plain multiple slot opening 2 or more slots.</i>
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316.</i>
Kapasitas (ton/jam)	33
Kecepatan Gas Masuk (ft/s)	50
Diameter Dalam <i>Cyclone</i> (in)	317
Tebal <i>Cyclone</i> (in)	0.1875
Tebal Konis (in)	0.1875
Lebar <i>Outlet Cyclone</i> (in)	40

Diameter Saluran Gas Keluar (in)	159
Diameter Partikel Keluar (in)	80
Tinggi <i>Cyclone</i> di Bc Pada Gas Masuk (ft)	14
Panjang Ruang Gravitasi <i>Settling</i> (ft)	53
Panjang Ruang Spiral <i>Cyclone</i> (ft)	53
Jumlah (unit)	1

“Halaman sengaja dikosongkan ...”

BAB VI

EFISIENSI DAN OPTIMASI

VI.1 Tinjauan Umum

VI.1.1 Proses Produksi

Proses produksi adalah proses yang dilakukan oleh perusahaan berupa kegiatan mengkombinasikan input (sumberdaya) untuk menghasilkan output. Dengan kata lain produksi merupakan proses perubahan dari input menjadi output. Sedangkan menurut Pindyck and Rubinfeld, produksi adalah perubahan dari dua atau lebih input (sumber daya) menjadi satu atau lebih output (produk). Dalam kaitannya dengan pertanian, produksi merupakan esensi dari suatu perekonomian. Untuk berproduksi diperlukan sejumlah input, dimana umumnya input yang diperlukan pada sektor pertanian adalah adanya kapital, tenaga kerja, tanah atau sumber daya alam dan teknologi. Dengan demikian terdapat hubungan antara produksi dengan input, yaitu output maksimal yang dihasilkan dengan input tertentu atau disebut fungsi produksi. (Risandewi, 2013).

VI.1.2 Efisiensi Proses

Pengertian efisiensi dalam produksi merupakan perbandingan antara output dan input, berkaitan dengan tercapainya output maksimum dengan sejumlah input. Jika rasio output besar maka efisiensi dikatakan semakin tinggi. Untuk mengukur tingkat efisiensi, diperlukan informasi mengenai estimasi input yang digunakan dan estimasi output yang dihasilkan, kemudian membandingkan antara input dan output tersebut. Efisiensi juga dapat dilihat sebagai produktifitas yaitu perbandingan antara output dan input. Konsep efisiensi dapat dilihat melalui 2 hal, yaitu konsep minimisasi biaya dan konsep maksimisasi output. Dalam konsep minimisasi biaya, yang menjadi tujuan adalah anggaran/belanja yang minimum, sedangkan fungsi kendalanya adalah output/utility. Sementara itu, dalam konsep maksimisasi output yang menjadi tujuan adalah output/utility yang maksimum sedangkan fungsi kendalanya adalah anggaran atau belanja (Risandewi, 2013).

Pengertian efisiensi menurut mardiasmo berhubungan erat dengan konsep produktifitas. Pengukuran efisiensi dilakukan dengan menggunakan perbandingan antara output yang dihasilkan terhadap input yang digunakan (*cost of output*). Indikator efisiensi menggambarkan hubungan antara masukan sumber daya oleh suatu unit organisasi (misalnya: staf, upah, biaya administratif) dan keluaran yang dihasilkan. Indikator tersebut memberikan informasi tentang konversi masukan menjadi keluaran (yaitu: efisiensi dari proses internal) (Risandewi, 2013).

Dalam aplikasinya, Yotopoulos dan Nugent menerangkan konsep efisiensi yaitu merupakan konsep dimana untuk seluruh kegiatan agar lebih sederhana. Konsep efisiensi dibagi dalam 3 macam, yaitu efisiensi teknis (*technical efficiency*), efisiensi harga (*price efficiency*) dan efisiensi ekonomis (*economic efficiency*). Seorang petani secara teknis dikatakan lebih efisien dibandingkan dengan yang lain bila petani itu dapat memproduksi lebih tinggi secara fisik dengan menggunakan faktor produksi yang sama. Sedangkan efisiensi harga dapat dicapai oleh seorang petani bila ia mampu memaksimalkan keuntungan (mampu menyamakan nilai marginal produk setiap faktor produksi variabel dengan harganya). Efisiensi ekonomi dapat dicapai bila kedua efisiensi yaitu efisiensi teknis dan efisiensi harga juga mencapai efisien (Setiawan and Prajanti, 2011).

VI.2 Efisiensi pada Pabrik Garam Industri

Efisiensi merupakan suatu tindakan untuk menggunakan sumber daya dengan tepat guna, tidak terjadi pemborosan sumber daya yang ada. Perusahaan biasanya melakukan efisiensi guna menekan biaya dan memudahkan proses pengelolaan perusahaan agar dengan mudah mencapai tujuan perusahaan (Indah *et al.*, 2014).

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 (Kementerian Kelautan dan Perikanan, 2010). Hingga saat ini, petani garam hanya dapat menghasilkan garam krosok dengan rata-rata kadar NaCl sekitar 85,89% melalui metode *solar evaporation* (Angela Martina *et al.*, 2016). Kadar ini masih belum memenuhi standar kualitas garam industri yang membutuhkan garam dengan kadar NaCl lebih dari 96%.

Berdasarkan data Kementerian Perindustrian (2014), total produksi garam nasional sejumlah 2.852.125,436 ton yang terdiri dari 2.427.427,436 ton produksi garam rakyat dan 424.698 ton produksi PT Garam kebutuhan garam nasional tahun 2019 sekitar 4,2 juta ton dimana kebutuhan industri sebesar 3,5 juta ton yang disalurkan ke industri *Chlor Alkali Plant* (CAP), industri farmasi, industri pengeboran minyak, dan industri pangan. Dalam upaya pemenuhan kebutuhan garam industri nasional, Indonesia harus mengimpor sekitar 1,4 juta Ton/tahun. Oleh karena itu diperlukan usaha yang maksimal dari tiap segmen untuk mencukupi kebutuhan garam di Indonesia. Pada proses pengolahan garam industri terdapat proses

pengeringan dimana Padatan (kristal garam) yang telah dipisahkan dari brine kemudian 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) lalu dilewatkan pada *Heater* (E-313). Bahan yang keluar dari *Rotary Dryer* (B-310) ini memiliki konsentrasi air maks 1%. Udara yang keluar dari *Rotary Dryer* (B-310) dialirkan menuju *Meeting Point* udara kemudian menuju ke *Cyclone* (H-314) untuk memisahkan antara padatan dan gas. Namun, produk kristal garam yang keluar dari *Rotary Dryer* (B-310) masih terlalu panas sehingga harus dilakukan pendinginan terlebih dahulu sebelum dilakukan pengemasan. Pada *Rotary Cooler* (B-317) terjadi proses pendinginan kristal garam dari *Rotary Dryer* (B-310) dengan menggunakan udara pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dari Blower II (G-316) yang masuk secara *counter-current*. Bahan yang keluar dari *Rotary Cooler* (B-317) memiliki konsentrasi air maks 1%. Udara keluaran *Rotary Cooler* (B-317) dialirkan menuju *Meeting Point* udara kemudian mengalir ke *Cyclone* (H-314) untuk memisahkan antara padatan dan gas. Udara yang keluar dari *Cyclone* (H-314) akan dialirkan menuju *Baghouse Filter* (H-318) untuk memisahkan partikel garam yang masih terbawa udara. Produk keluaran *Rotary Cooler* (B-317) berupa padatan kristal garam diangkut menggunakan *Bucket Elevator* III (J-321) menuju *Roll Crusher* II (C-320) dan padatan dari *Cyclone* (H-314) serta *Baghouse Filter* (H-318) juga dikembalikan ke *Roll Crusher* II (C-320) untuk dilakukan *size reduction*. Padatan yang telah melewati proses *size reduction* akan masuk kedalam *Screener* II (H-322) untuk memisahkan garam dengan ukuran yang telah sesuai standar dengan yang tidak sesuai standar. Garam yang tidak sesuai standar akan dikembalikan ke *Roll Crusher* II (C-320). Sedangkan garam yang ukurannya telah sesuai standar akan ditampung ke dalam Silo II (F-323) untuk akan dilakukan proses *packing*.

VI.2.1 *Continous Vibrating Fluidized Bed Dryer*

Continuous Vibrating Fluidized Bed Dryer (CVFBD) adalah sebuah pengering mekanis jenis *fluidized bed dryer* yang telah di inovasi dengan ditambahkan sistem vibrasi (getaran) oleh motor *vibro*. Inovasi ini bertujuan untuk menyempurnakan salah satu kelemahan dari pengering FBD (*fluidized Bed Dryer*) dimana membutuhkan kecepatan aliran udara yang sangat tinggi. Penambahan sistem vibrasi pada pengering CVFBD dapat menurunkan kecepatan udara yang diperlukan dalam proses pengeringan karena aliran bahan yang dikeringkan dibantu oleh adanya getaran yang ditimbulkan oleh motor *vibro*. Sehingga, pada pengering CVFBD tidak

membutuhkan kipas peniup (blower) dengan kapasitas yang besar. Pengering CVFBD mempunyai beberapa kelebihan, diantaranya adalah sebagai berikut :

1. Bahan yang dikeringkan akan teraduk sempurna oleh udara panas, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas dan menyebabkan pengeringan akan berjalan lebih cepat.
2. Kadar air hasil pengeringan mempunyai tingkat keseragaman yang tinggi (perlakuan seragam).
3. Tingkat otomatisasi tinggi.
4. Moving part.
5. Pemeliharaan dan sanitasi mudah.
6. Keseragaman suhu sepanjang hamparan sehingga peristiwa case hardening pada bahan jarang terjadi.
7. Gesekan antar partikel bahan relatif kecil karena setiap butir terbungkus oleh lapisan fluida.
8. Tidak memerlukan kecepatan aliran udara yang tinggi.

VI.2.2 Pemanfaatan $Mg(OH)_2$ yang terbentuk dari Proses

Proses pencucian terhadap garam krosok dimaksudkan untuk mengeliminasi kandungan material non NaCl demi memenuhi ketetapan baku mutu SNI 3556:2010. Pada umumnya dilakukan pembatasan konsentrasi air pencuci untuk dapat digunakan sebagai air pencuci garam krosok. Garamkrosokdicuci dengan air garam dimana dilakukan sirkulasi airpencuci yang membawa efek semakin pekatnyaair pencuci tersebut dengan material Magnesium (Mg), Kalsium (Ca) maupunNatrium(Na) itu sendiri. Kepekatan pada air garamtersebut diukur skala Baume (Be). Padaaircucian garam awal berkisar 24 °Be danderajat boume cenderung naik sebandingdengankepekatananya (*Yuliasuti and Cahyono, 2020*).

Mg dalam senyawa $Mg(OH)_2$ banyak digunakan dalam industri, antara lain sebagai bahan refraktori, bahan pengisi kertas, dan dalam pembuatan semen. Selain itu dalam industri farmasi sebagai bahan baku dalam pembuatan obat maag, dimana $Mg(OH)_2$ bersama-sama $Al(OH)_3$ sebagai antasid yang bekerja menetralkan asam lambung dan menginaktifkan pepsin (*Yuliasuti and Cahyono, 2020*).

VI.3 Metodologi Penelitian

Metode yang digunakan untuk memperhitungkan efisiensi dari penggunaan *Continuous Vibrating Fluidized Bed Dryer* (CVFBD) adalah :

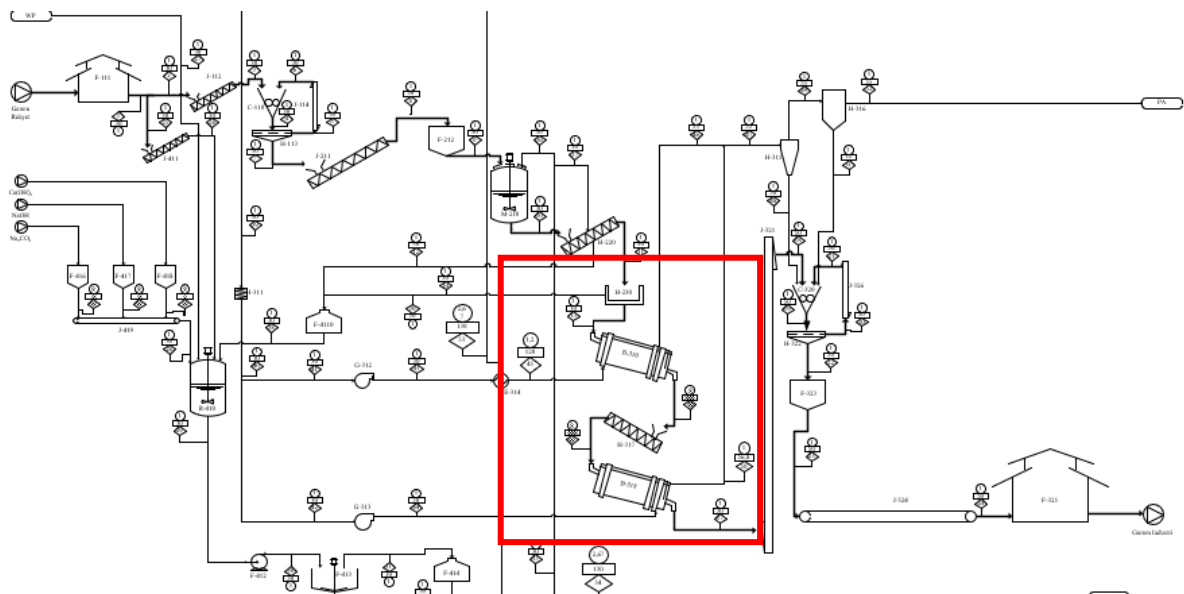
1. Studi literatur

2. Menghitung neraca energi sebelum penggunaan CVFBD (*Continuous Vibrating Fluidized Bed Dryer*).
3. Menghitung neraca energi setelah penggunaan CVFBD (*Continuous Vibrating Fluidized Bed Dryer*).
4. Membandingkan penggunaan energi sebelum dan sesudah penggunaan CVFBD (*Continuous Vibrating Fluidized Bed Dryer*).
5. Menghitung efisiensi CVFBD (*Continuous Vibrating Fluidized Bed Dryer*).

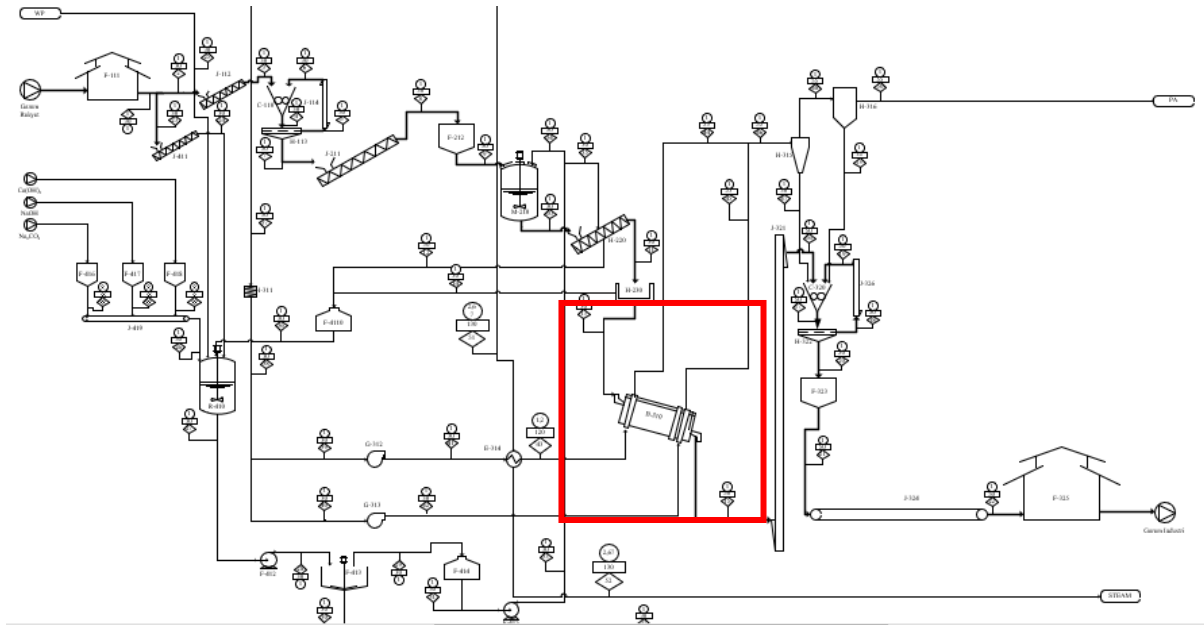
Metode yang digunakan untuk pemanfaatan $Mg(OH)_2$ dari hasil proses pembuatan garam industry :

1. Studi Literatur
2. Menghitung Neraca massa $Mg(OH)_2$ yang tersisa
3. Mendesign proses pengolahan limbah yang mengandung $Mg(OH)_2$
4. Menghitung Analisa ekonomi proses pengolahan limbah

VI.4 Analisis dan Pembahasan



Gambar VI.1 Flowsheet sebelum efisiensi



Gambar VI. 2 Flowsheet setelah efisiensi

Berikut perhitungan neraca energi pada *Dryer* sebelum dan sesudah efisiensi :

Tabel VI. 1 Neraca Energi *Dryer* Sebelum Efisiensi

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	H (kkal/jam)	Aliran	H (kkal/jam)
Garam basah <13>	25.340,0123	Garam Panas	262.574,3894
Udara masuk <43>	3.303.953,4030	Udara keluar <44>	3.066.719,0259
Garam panas	234.779,2114	Garam Kering <15>	31.653,8184
Udara Masuk <42>	37.848,4615	Udara Keluar <45>	240.973,8546
Total	3.601.921,09	Total	3.601.921,09

Tabel VI. 2 Neraca Energi *Dryer* setelah di Optimasi

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	H (kkal/jam)	Aliran	H (kkal/jam)
Garam basah <13>	25.340,0123	Garam Panas	262.574,3894
Udara masuk <43>	3.303.953,4030	Udara keluar <44>	3.066.719,0259
Garam panas	234.779,2114	Garam Kering <15>	31.653,8184
Udara Masuk <42>	37.848,4615	Udara Keluar <45>	240.973,8546
Total	3.601.921,09	Total	3.601.921,09

Tabel VI.3 Perbandingan Efisiensi dan Optimasi

Sebelum	Sesudah
Untuk energi udara yang dibutuhkan dalam proses pengeringan dari garam basah adalah. 3.557.204,98 kkal/jam	Energi yang dibutuhkan dalam proses pengeringan dari garam basah adalah 3.341.801,86 kkal/jam

Berikut perhitungan neraca massa pada pembuangan SWTP :

Tabel VI. 4 Neraca Massa Pngotor menuju SWTP

Aliran <30> Pengotor menuju SWTP		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0,22225951	1823,832735
CaSO ₄	0,01914681	157,1162417
CaCl ₂	0	0
MgCl ₂	0	0
KCl	0,031473753	258,2695418
Mg(HCO ₃) ₂	0	0
KBr	0,007502752	61,56661304
KIO ₃	0,000189063	1,551422635
H ₂ O	0,617876163	5070,211724
NaOH	0,031666838	259,8539653
Na ₂ CO ₃	0,016583615	136,0829953
CaCO ₃	0,026928064	220,9682035
Mg(OH) ₂	0,026373432	216,4169685
Ca(OH) ₂	0,000972672	68,4515867
Total <30>	1	8205,870411

Dari **Tabel VI.4** dapat dilihat bahwa untuk Mg(OH)₂ yang terbentuk dari proses pembuatan garam industri dan akan dibuang adalah sebesar 216,417 kg/jam. angka tersebut cukup besar jika ditinjau dari nilai ekonomi Mg(OH)₂ yang dapat dimanfaatkan kembali.

Berikut perhitungan hasil apabila Mg(OH)₂ dimanfaatkan Kembali dan didistribusikan :

Jika harga Mg(OH)₂ dipasaran adalah Rp 5.000,00 per gram maka akan didapatkan profit tambahan pabrik sebesar 216,417 x Rp 5.000 = Rp 1.082.000,00 per jam.

VI.5 Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisa dan pembahasan di atas dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Untuk energi penggunaan *vibrating dryer* lebih sedikit daripada menggunakan *Rotary Dryer* dengan selisih energi 215.403,12 kkal/jam.
2. Dengan mengurangi alat berupa *rotary cooler* dapat menghemat waktu *lead time* untuk proses produksi garam industry
3. Pengurangan alat *rotary cooler* mengurangi biaya awal pembangunan pabrik yaitu biaya *Fixed Capital Investment (FCI)*.
4. *Income* yang didapatkan dari hasil pengolahan atau penjualan kembali $Mg(OH)_2$ adalah Rp 1.082.000,00 per jam.

BAB VII

UTILITAS

Dalam pabrik, salah satu penunjang dari suatu proses utama yang ada dalam proses produksi adalah unit utilitas. Oleh karena itu utilitas sangat memiliki peranan penting dalam pelaksanaan proses produksi. Dalam pabrik garam industri unit utilitas yang dibutuhkan antara lain :

1. Air

Air dalam pabrik garam industri digunakan untuk kebutuhan air proses, air sanitasi, dan air pendingin

2. Steam

Steam didalam proses produksi garam digunakan untuk menaikkan suhu operasi (proses pemanasan)

3. Listrik

Listrik dibutuhkan sebagai sumber energi untuk menggerakkan berbagai peralatan proses serta sebagai sumber energi penunjang lainnya seperti penerangan dsb.

4. Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan dalam proses garam industry adalah menggunakan solar.

VII.1 Unit Penyediaan Air

Kebutuhan air pada pabrik garam industri disuplai dari unit pengolahan air agar layak untuk dipakai sebagai air proses, air sanitasi dan air pendingin. Selain itu apabila membutuhkan suplai air tambahan dapat diperoleh dari sungai di samping sebagai alternative dan juga dapat diperoleh dari laut.

VII.1.1 Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan minum, masak, cuci, mandi, dan sebagainya. Air sanitasi juga diperlukan untuk keperluan laboratorium. Air sanitasi memiliki syarat kualitas yang harus dipenuhi agar layak dipakai, antara lain :

1. Syarat fisik :

- Suhu dibawah suhu udara
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau

- Kekeruhan, untuk air minum maks 5 NTU dan untuk air bersih maks 25 NTU
2. Syarat Kimia
- pH = 6,5 – 8,5
 - Tidak Mengandung zat terlarut
 - Tidak mengandung zat beracun
 - Tidak mengandung logam berat
3. Syarat Biologi
- Tidak mengandung kuman dan bakteri
 - Air sanitasi ditambahkan disinfektan untuk membunuh bakteri koliform.

Untuk keperluan sanitasi diperkirakan dibutuhkan 100 liter per hari untuk setiap karyawan. Maka untuk kebutuhan 272 karyawan adalah:

$$\begin{aligned}
 \text{Untuk 272 orang karyawan} &= 272 \times 100 \text{ liter/hari} \\
 &= 27,2 \text{ m}^3/\text{hari} \\
 &= 1,13 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Asumsi untuk kebutuhan air sanitasi pada laboratorium dan taman pabrik sekitar 25% dari kebutuhan air sanitasi karyawan, maka = $0,25 \times 1,13 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,28 \text{ m}^3/\text{jam}$

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga kebutuhan air sanitasi keseluruhan} &= 1,13 + 0,28 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 1,41 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

VII.1.2 Air Proses

Air proses adalah air yang dipakai sebagai bahan baku dan bahan pembantu proses pabrik garam industri. Adapun hal yang harus diperhatikan untuk air proses adalah :

1. Alkalinitas
2. pH berkisar antara 6,5 – 8,5
3. kekeruhan
4. kesadahan
5. warna
6. tidak mengandung logam berat

kebutuhan air proses pada pabrik garam industri dengan proses rekristalisasi adalah sebagai berikut :

1. Tangki Reaktor (R-410)

Pada tangki reaktor terjadi reaksi untuk melarutkan pengotor yang ada pada garam dengan penambahan koagulan. Pada proses pencampuran ini dibutuhkan air proses sebagai pelarut untuk proses reaksi pada tangka reaktor, untuk kebutuhan air proses nya adalah sebesar 48645,575 kg/jam, maka kebutuhan air proses untuk proses produksi adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air proses} &= \frac{48645,575}{995,68} \text{ kg/jam} \\ &= 48,86 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

VII.2 Kebutuhan Steam

Steam mempunyai peranan penting dalam menunjang proses produksi. Pada pabrik garam industri ini steam yang digunakan dalam proses adalah *saturated steam* yang digunakan sebagai pemanas pada *Heater I*. dan digunakan untuk mengeringkan udara yang akan di pompakan ke dalam *vibrating dryer*. Kebutuhan steam pada pabrik garam industri adalah sebagai berikut :

Tabel VII.1 Kebutuhan *Steam*

No	Nama Alat	Massa (kg/jam)
1	Heater I	4.119,524
Total		4.119,524

VII.3 Kebutuhan Listrik

Tenaga listrik untuk pabrik garam industri *disupplay* listrik yang dihasilkan pada sistem utilitas yaitu sebesar 189500 kW. Kebutuhan listrik digunakan untuk sumber energi dari alat proses dan juga sebagai penerangan pada tiap tiap bagian dari pabrik garam industri. Kebutuhan listrik yang dibutuhkan dapat dihitung berdasarkan kuat penerangan pada tiap masing masing bagian pabri

“Halaman sengaja dikosongkan ...

BAB VIII

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter untuk menentukan kelayakan atau ketidak layakan suatu pabrik didirikan. Dari perhitungan bahan baku yang dibutuhkan serta produk yang dihasilkan menurut perhitungan neraca massa, maka secara ekonomi dapat ditentukan kelayakan suatu pabrik untuk didirikan. Harga peralatan berdasarkan spesifikasi yang dibutuhkan untuk produksi dihitung berdasarkan neraca massa dan neraca energi. Serta, analisa biaya untuk operasi dan utilitas, jumlah dan gaji karyawan serta pengadaan lahan untuk pembangunan pabrik juga diperlukan. Analisa dan penilaian investasi mempertimbangkan beberapa hal dibawah ini :

1. *Internal Rate of Return* (IRR)
2. *Net Present Value* (NPV)
3. *Pay Out Time* (POT)
4. *Break Event Point* (BEP)

Namun, sebelum melakukan analisis terhadap ketiga faktor tersebut, perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal berikut :

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment*, TCI) yang meliputi :
 - b. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*, FCI)
 - c. Modal kerja (*Working Capital Investment*, WCI)
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost*, TPC) yang terdiri :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Plant Overhead (*Plant overhead cost*)
 - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya *Break Event Point* (BEP) atau titik impas perlu dilakukan penaksiran terhadap :

- a. Biaya tetap
- b. Biaya semi variabel
- c. Biaya variabel

VII.1 Penaksiran 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.

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:

$$\text{Harga alat kapasitas B} = \left(\frac{\text{Kapasitas alat B}}{\text{Kapasitas alat A}} \right) \times \text{Harga alat kapasitas A}$$

Tabel VIII.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	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6

2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	569
2020	549,1

Sumber : *Chemical Engineering Magazine*, 2022

VIII.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produk : 150.000 ton/tahun

Satuan tahun operasi : 330 hari

Pabrik beroperasi : 2025

Bahan Baku :

- a. Kebutuhan garam : 183.227 ton/tahun
 Harga garam rakyat : Rp 500.000,- /ton
- b. Kebutuhan NaOH : 2.230 ton/tahun
 Harga NaOH : Rp 18.000.000,- /ton
- c. Kebutuhan Na₂CO₃ : 1.168 ton/tahun
 Harga Na₂CO₃ : Rp 8.000.000,- /ton
- d. Ca(OH)₂ : 588 ton/tahun
 Harga Ca(OH)₂ : Rp 10.000.000,- /ton

Produk:

- a. Produk garam industri : 150.000 ton/tahun
- b. Harga garam industri : Rp 2.250.000,- /ton

VIII.3 Penentuan *Total Capital Investment*

Dalam analisa ekonomi ini dilakukan penentuan *Total Capital Investment* (TCI). Adapun asumsi – asumsi yang digunakan sebagai berikut:

1. Pengoperasian pabrik dimulai tahun 2025. Proses yang akan dijalankan proses kontinyu.
2. Pembelian peralatan pada tahun 2022.
3. Kapasitas produksi adalah 150.000 ton/tahun.

4. Jumlah hari kerja adalah 330 hari/tahun.
5. Maintenance pabrik dilaksanakan selama 30 hari dalam satu tahun untuk perbaikan alat-alat pabrik.
6. Umur peralatan pabrik diperkirakan 10 tahun.
7. Situasi pasar, biaya dan lain-lain diperkirakan stabil selama pabrik beroperasi.
8. Kurs rupiah yang dipakai Rp. 14.429,79 terhadap US\$. (Update 23 Maret 2022)
9. Kapasitas produksi pabrik adalah 150.000 unit @ 1-kg pertahun

Ketentuan lain hasil perhitungan taksiran yang digunakan adalah :

1. Total harga pengadaan peralatan proses pada tahun 2022 adalah Rp 32.634.597.903,91.
2. Total harga utilitas meliputi steam dan udara, listrik, dan air adalah Rp 10.127.978.659,84.
3. Total biaya bahan baku pertahun adalah Rp 146.977.500.000,-
4. Perhitungan hasil penjualan produk adalah Rp 337.500.000.000,-
5. Total biaya gaji karyawan selama satu tahun adalah Rp 1.192.340.000,-

VIII.4 Hasil Perhitungan

VIII.4.1 Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

Pabrik Pembuatan Garam Industri Soda Kaustik dari Garam Rakyat merupakan *solid-fluid processing plant*, sehingga diperoleh:

- a. *Direct Cost* (DC) atau Biaya Langsung

Tabel VIII.2 Perhitungan Biaya Langsung (DC)

No	Komponen	% FCI	Nilai Harga
1	Harga Peralatan	100	Rp 32.634.597.903,91
2	Instalasi Peralatan	39	Rp 12.727.493.182,53
3	Instrumentasi dan kontrol	26	Rp 8.484.995.455,02
4	Perpipaan (terpasang)	31	Rp 10.116.725.350,21
5	Listrik (terpasang)	10	Rp 3.263.459.790,39
6	Bangunan (termasuk layanan)	29	Rp 9.464.033.392,14
7	<i>Yard improvements</i>	12	Rp 3.916.151.748,47

8	Fasilitas pelayanan (terpsang)	55	Rp	17.949.028.847,15
Total			Rp	98.556.485.669,82

b. *Indirect Cost (IC)*, Biaya tidak langsung

Tabel VIII.3 Perhitungan Biaya Tidak Langsung (IC)

No	Komponen	% FCI		Nilai Harga
1	<i>Engineering and Supervision</i>	32	Rp	10.443.071.329,25
2	<i>Construction Expenses</i>	34	Rp	11.095.763.287,33
3	<i>Legal Expenses</i>	4	Rp	1.305.383.916,16
4	<i>Contractor's Fee</i>	19	Rp	6.200.573.601,74
5	<i>Contingency</i>	37	Rp	12.074.801.224,45
Total			Rp	41.119.593.358,93

Maka perhitungan *Fixed Capital Investment (FCI)* adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \mathbf{FCI} &= \text{Direct Cost (DC)} + \text{Indirect Cost (IC)} \\
 &= \text{Rp } 98.556.485.669,82 + \text{Rp } 41.119.593.358,93 \\
 &= \mathbf{\text{Rp } 139.676.079.028,75}
 \end{aligned}$$

Perhitungan *Working Capital Investment (WCI)* adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \mathbf{TCI} &= \text{Fixed Capital Investment (FCI)} + \text{Working Capital Investment (WCI)} \\
 &= \text{Rp } 139.676.079.028,75 + (15\% \times \mathbf{TCI}) \\
 &= \frac{\mathbf{\text{Rp } 139.676.079.028,75}}{85\%} \\
 &= \text{Rp } 164.324.798.857,36
 \end{aligned}$$

Maka didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \mathbf{WCI} &= 15\% \times \text{Rp } 164.324.798.857,36 \\
 &= \mathbf{\text{Rp } 24.648.719.828,60}
 \end{aligned}$$

Perhitungan *Total Capital Investment (TCI)* adalah sebagai berikut :

$$\mathbf{TCI} = \text{Fixed Capital Investment (FCI)} + \text{Working Capital Investment (WCI)}$$

$$= \text{Rp } 139.676.079.028,75 + \text{Rp } 24.648.719.828,60$$

$$= \text{Rp } 164.324.798.857,36$$

VIII.4.2 Manufacturing Cost

Tabel VIII.4 Tabel *Direct Production Cost*

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Bahan baku dan penunjangnya		Rp 146.977.500.000
2	Buruh pabrik langsung		Rp 14.308.080.000
3	Pengawasan langsung dari perburuhan	15%	Rp 2.146.212.000
4	Utilitas	10%	0,1 TPC
5	Pemeliharaan dan perbaikan dari FCI	7%	Rp 9.777.325.532
6	<i>Operating supplies</i> dari Ad. 5	15%	Rp 1.466.598.829
7	Laboratorium dari Ad. 5	15%	Rp 1.466.598.829
8	<i>Patent</i> dan <i>royalties</i> , dari TPC	1%	0.01 TPC
Jumlah			Rp 176.142.315.192 + 0,11 TPC

Tabel VIII.5 Tabel *Plant Over-Head Cost*

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Ongkos		Rp 14.308.080.000
2	<i>Supervise</i>		Rp 2.146.212.000
3	Pemeliharaan		Rp 9.777.325.532
4	<i>Production Cost</i> , Jumlah Ad. 1-3		Rp 26.231.617.532
5	pengeluaran <i>Plant Overhead cost</i>	70%	Rp 18.362.132.272

Total Production Cost (TPC) = Manufacturing Cost + General Expenses

$$\text{TPC} = \text{Rp } 213.360.718.133 + 0,20 \text{ TPC}$$

$$0,8 \text{ TPC} = \text{Rp } 213.360.718.133$$

$$\begin{aligned}
 \text{TPC} &= \text{Rp } 266.700.897.666 \\
 \text{Harga Pokok Produk (HPP)} &= \frac{\text{TPC}}{\text{Kapasitas Produksi}} \\
 &= \frac{\text{Rp } 266.700.897.666}{150.000} \\
 &= \text{Rp } 1.778.005,98 / \text{ton} \\
 &= \text{Rp } 1.778,01 / \text{kg}
 \end{aligned}$$

VIII.4.3 General Expenses

Tabel VIII.6 Tabel *General Expenses*

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Administrasi (<i>Total Production Cost</i>)	2%	TPC
2	Distribusi dan penjualan	5%	TPC
3	<i>Research and Development</i>	2%	TPC
4	<i>Financing</i>		
Jumlah		9%	TPC

$$\begin{aligned}
 \text{Gross Earning (laba kotor)} &= \text{Total Penjualan} - \text{Total Production Cost} \\
 &= \text{Rp } 337.500.000.000 - \text{Rp } 266.700.897.666 \\
 &= \text{Rp } 70.799.102.334
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laba bersih} &= \text{Gross Earning} - \text{pajak pendapatan} \\
 &= \text{Rp } 70.799.102.334 - (48\% \times \text{Gross Earning}) \\
 &= \text{Rp } 70.799.102.334 - \text{Rp } 33.983.569.120 \\
 &= \text{Rp } 36.815.533.214
 \end{aligned}$$

VIII.5 Analisa Ekonomi

Analisa Ekonomi dilakukan menggunakan metode *Discounted Cash Flow*, yaitu *cashflow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun permisalan yang dipakai sebagai berikut :

1. Modal

$$\text{Modal sendiri} = 60\%$$

$$\text{Modal pinjaman} = 40\%$$

2. Bunga bank = 8,25% per tahun (Bank BNI)
(Sumber: www.ojk.go.id, diakses tanggal 27 Maret 2022)
3. Laju inflasi = 8,25% per tahun (Bank Indonesia)
(Sumber: www.bi.go.id, diakses tanggal 27 Maret 2022)
4. Masa konstruksi 2 tahun
 - a. Tahun pertama menggunakan 70% modal sendiri (*equity*) dan 30% modal pinjaman (*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 dengan 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, sebesar 10%.
7. Umur pabrik diperkirakan sebesar 10 tahun dengan depresiasi sebesar 10%.
8. Kapasitas produksi

Tahun I = 60%

Tahun II = 80%

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 = 30%
 - d. Lebih dari Rp 500.000.000 = 30%

(www.bi.go.id)

VIII.5.1 Perhitungan Biaya Total Produksi

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{Depresiasi} \\
 &= \text{Rp } 266.700.897.666 - \text{Rp } 13.967.607.902 \\
 &= \text{Rp } 252.733.289.763
 \end{aligned}$$

Tabel VIII.7 Biaya Operasi untuk Kapasitas 60%, 80%, dan 100%

Tahun	Kapasitas Produksi	Biaya Operasi
I	60%	Rp 151,639,973,857.96
II	80%	Rp 202,186,631,810.61
III	100%	Rp 252,733,289,763.26

VIII.5.2 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 VIII.8 Modal Pinjaman Bank (*Loan*) Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman Bank (<i>Loan</i>)		
		Pengeluaran	Bunga = 8,25%	Jumlah
-2	30%	Rp 19.718.975,862	Rp -	Rp 19.718.975.862
-1	70%	Rp 46.010.943.680	Rp 1.626.815.509	Rp 47.637.759.188
0	0%	Rp -	Rp 5.556.930.642	Rp 5.556.930.641
Modal Pinjaman Bank (<i>Loan</i>) Pada Akhir Masa Konstruksi				Rp 72.913.665.693

Tabel VIII.9 Modal Sendiri (*Equity*) Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri (<i>Equity</i>)		
		Pengeluaran	Inflasi = 2.18%	Jumlah
-2	50%	Rp 49.297.439.657	Rp -	Rp 49.297.439.657
-2	50%	Rp 49.297.439.657	Rp 1.074.684.185	Rp 50.372.123.842
0	0%	Rp -	Rp 2.172.796.484	Rp 2.172.796.484
Modal Sendiri (<i>Equity</i>) pada Akhir Masa Konstruksi				Rp 101.842.359.983

Berdasarkan data diatas, didapatkan bahwa:

$$\begin{aligned}
&\text{Total investasi pada} \\
&\text{akhir masa} = \text{Load pada akhir masa} + \text{Equity pada akhir masa} \\
&\text{konstruksi} = \text{konstruksi} + \text{konstruksi} \\
&= \text{Rp } 72.913.665.693 + \text{Rp } 101.842.359.983 \\
&= \text{Rp } 101.842.359.983
\end{aligned}$$

Berdasarkan *cashflow*, apabila kapasitas produksi 100% maka didapatkan harga penjualan sebagai berikut:

$$\text{Harga penjualan produk garam industri} = \text{Rp } 337.500.000.000$$

VIII.5.3 Internal Rate of Return (IRR)

VIII.8 Perhitungan IRR (*Internal Rate of Return*)

Tahun ke-	Cashflow	Discounted Cashflow	
		0.485495545	0.35
-2	Rp -	Rp -	Rp -
-1	Rp -	Rp -	Rp -
0	Rp -	Rp -	Rp -
1	Rp 55.369.870.471	Rp 37.273.669.832	Rp 41.014.718,868
2	Rp 72.626.799.109	Rp 32.911.994.110	Rp 39.850.095.533
3	Rp 89.883.727.747	Rp 27.419.972.492	Rp 36.532.531.727
4	Rp 90.508.965.515	Rp 18.586.866.799	Rp 27.249.373.839
5	Rp 91.134.203.283	Rp 12.598.668.046	Rp 20.324.157.826
6	Rp 91.759.441.051	Rp 8.539.307.204	Rp 15.158.217.993
7	Rp 92.384.678.819	Rp 5.787.626.253	Rp 11.304.817.972
8	Rp 93.009.916.586	Rp 3.922.459.119	Rp 8.430.612.089
9	Rp 93.635.154.354	Rp 2.658.255.666	Rp 6.286.877.733
10	Rp 94.260.392.122	Rp 1.801.423.011	Rp 4.688.042.683
Working Capital Invesment (WCI)		Rp 30.141.007.523	Rp -
Total (NPV)		Rp 181.641.250.054	Rp 210.839.446.264

Internal Rate of Return (IRR) berdasarkan discounted *cashflow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal.

Dari perhitungan diatas, diperoleh nilai IRR = 35% per tahun

Berdasarkan hasil perhitungan di atas didapatkan bahwa nilai IRR > nilai bunga bank (MARR). Hal ini membuktikan bahwa **pabrik ini layak untuk didirikan** dengan kondisi tingkat suku bunga bank = 8,25% per tahun.

VIII.5.4 Pay Out Time (POT)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut:

Tabel VIII.10 Hasil Perhitungan *Accumulative Cash Flow*

Tahun Ke - n	<i>Net Cash Flow</i>	<i>Accumulative Cash Flow</i>
-2	Rp -	Rp -
-1	Rp -	Rp -
0	Rp -	Rp -
1	Rp 55,369,870,471	Rp 55,369,870,471
2	Rp 72,626,799,109	Rp 127,996,669,580
3	Rp 89,883,727,747	Rp 217,880,397,328
4	Rp 90,508,965,515	Rp 308,389,362,843
5	Rp 91,134,203,283	Rp 399,523,566,126

Pabrik akan balik modal saat nilai investasi ≤ nilai accumulative cashflow. Apabila investasi = Rp 174,756,025,677. Oleh karena itu, dilakukan interpolasi terhadap nilai *accumulative cashflow* saat tahun ke-2 dan 3 untuk menentukan waktu pengembalian modal (POT), sehingga didapatkan:

Waktu pengembalian modal (POT) = 2,6 tahun

VIII.5.6 Break Even Point (BEP)

Analisis titik impas (BEP) digunakan untuk mengetahui kapasitas produksi, dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Berdasarkan data diatas dan perhitungan CashFlow, didapatkan bahwa :

Biaya tetap saat kapasitas 100% = Rp 23.057.870.755
 Biaya tetap saat kapasitas 0% = Biaya tetap saat kapasitas 100%
 = Rp 23.057.870.755

$$\begin{aligned}
\text{Total pengeluaran saat kapasitas 100\%} &= \text{FC} + \text{VC} + \text{SVC} \\
&= \text{Rp } 260.319.512.141 \\
\text{Total pengeluaran saat kapasitas 0\%} &= \text{FC} + (0,3 \times \text{SVC}) \\
&= \text{Rp } 29.032.999.000 \\
\text{Total penjualan saat kapasitas 100\%} &= \text{Rp } 337.500.000.000 \\
\text{Total penjualan saat kapasitas 0\%} &= \text{Rp } -
\end{aligned}$$

Maka didapatkan nilai:

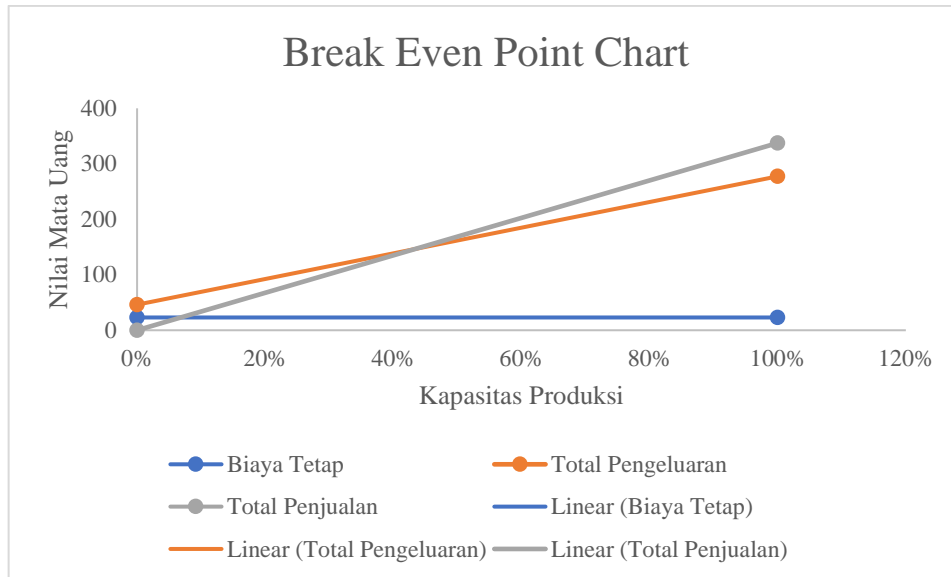
$$\begin{aligned}
\text{FC} &= \text{Rp } 23.057.870.755 \\
\text{VC} &= \text{Rp } 177.491.435.804 \\
\text{SVC} &= \text{Rp } 76.850.109.845 \\
\text{S} &= \text{Rp } 337.500.000.000
\end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
\text{BEP} &= \frac{\text{FC} + (0,3 \times \text{SVC})}{\text{S} - (0,7 \times \text{SVC}) - \text{VC}} \times 100\% \\
&= 0,43 \\
&= 43\%
\end{aligned}$$

Tabel VIII.11 Resume Analisa Ekonomi

<i>Cost</i>	Kapasitas Produksi	
	0%	100%
Biaya Tetap	Rp 23.057.870.755	Rp 23.057.870.755
Total Pengeluaran	Rp 29.032.999.000	Rp 260.319.512.141
Total Penjualan	Rp -	Rp 337.500.000.000



Gambar VIII.1 Grafik Analisa Titik Impas (*Break Even Point*, BEP)

“Halaman sengaja dikosongkan ...”

BAB IX

KESIMPULAN

Berdasarkan uraian proses pada bab-bab sebelumnya, dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Perencanaan Operasi : 24 jam/hari selama 330 hari/tahun.
2. Kapasitas Produksi : 150.000 ton/tahun.
3. Kebutuhan Bahan Baku:
 - a. Kebutuhan garam : 183.227 ton/tahun
 - b. Kebutuhan NaOH : 2.230 ton/tahun
 - c. Kebutuhan Na₂CO₃ : 1.168 ton/tahun
 - d. Ca(OH)₂ : 588 ton/tahun
4. Produk:

Garam industri	: 150.000 ton/tahun
----------------	---------------------
5. Umur pabrik : 10 tahun
6. Masa konstruksi : 2 tahun
7. Lokasi Pendirian Pabrik : Sumenep, Jawa Timur
8. Efisiensi :
 - Untuk energi penggunaan *vibrating dryer* lebih sedikit daripada menggunakan *Rotary Dryer* dengan selisih energi 215.403,12 kkal/jam.
 - Dengan mengurangi alat berupa *rotary cooler* dapat menghemat waktu lead time untuk proses produksi garam industri.
 - Pengurangan alat *rotary cooler* mengurangi biaya awal pembangunan pabrik yaitu biaya *Fixed Capital Investment (FCI)*.
9. Analisa Ekonomi
 - a. Permodalan
 - Modal tetap (FCI) : Rp 139.676.079.028,75
 - Modal Kerja (WCI) : Rp 24.648.719.828,60
 - b. Penerimaan
 - Hasil penjualan pertahun : Rp 337.500.000.000
 - Laba bersih : Rp 36.815.533.214
 - c. Rehabilitas Perusahaan

- Laju Pengembalian Modal (IRR) : 35%
- Waktu Pengembalian Modal (POT) : 2,6 tahun
- *Break Event Point* (BEP) : 43%

Berdasarkan analisa yang telah dilakukan, Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Angela Martina, Judy Retti Witono, Ginajar Karya Pamungkas and Willy. (2016), “PENGARUH KUALITAS BAHAN BAKU DAN RASIO UMPAN TERHADAP PELARUT PADA PROSES PEMURNIAN GARAM DENGAN METODE HIDROEKSTRAKSI BATCH”, *Jurnal Teknik Kimia USU*, available at: <https://doi.org/10.32734/jtk.v5i1.1517>.
- Indah, L., Sari, N., Suaryana, I.G.N.A., Ekonomi, F. and Udayana, U. (2014), “EFISIENSI INVESTASI PERUSAHAAN PERTAMBANGAN tingkat pertumbuhan yang lambat (slow growth), serta memiliki assets in place dan”, Vol. 3.
- Risandewi, T. (2013), “ANALISIS EFISIENSI PRODUKSI KOPI ROBUSTA DI KABUPATEN TEMANGGUNG (Studi Kasus di Kecamatan Candiroto)”, Vol. 11, pp. 87–102.
- Setiawan, A.B. and Prajanti, S. (2011), “Analisis Efisiensi Penggunaan Faktor-Faktor Produksi Usaha Tani Jagung di Kabupaten Grobogan Tahun 2008”, *Jejak*, Vol. 4 No. 1, pp. 69–75.
- Yuliasuti, R. and Cahyono, H.B. (2020), “Pemanfaatan Limbah Cair Cucian Industri Garam Sebagai $Mg(OH)_2$ ”, *Jurnal Teknologi Lingkungan*, Vol. 21 No. 2, pp. 213–218.
- 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>
- Kementerian Kelautan dan Perikanan. (2010). Retrieved December 21, 2021, from http://statistik.kkp.go.id/index.php/arsip/c/16/DataIndikatorKinerja-Umum-KKP-2010/?category_id=3
- Kementerian Perindustrian. (2014). Retrieved December 21, 2021, from <http://jdih.kemenperin.go.id/>.
- Kementerian Kelautan dan Perikanan. (2018). Retrieved Desember 8, 2019, from http://statistik.kkp.go.id/index.php/arsip/c/18/BukuKelautan-danPerikanan-Dalam-Angka2010/?category_id=3
- Kementerian Kelautan dan Perikanan. (2019). Retrieved Februari 20, 2020, from http://statistik.kkp.go.id/index.php/arsip/c/18/BukuKelautan-danPerikanan-Dalam-Angka2010/?category_id=3

- Laila, N. (2018). Pemilihan, Penyimpanan Dan Kualitas Garam Beriodium Pada Tingkat Keluarga Di Kelurahan xix Timbulharjo, Kecamatan Sewon, Kabupaten Bantul, Yogyakarta. *Jurnal Kesmas Indonesia*, 10(1), 86-97.
- Rusgiyono, A. (2013). Pemetaan Produksi dan Komposisi Garam
- Othmer, K. (1982). *Encyclopedia of Chemical Technology* 3th. Canada: John Wiley and Sons.

APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 150,000.0000 ton/tahun
 = 454,545.4545 kg/hari
 = 18,939.3939 kg/jam

Ditetapkan :
 1 tahun = 330 hari
 Waktu Operasi = 24 jam/hari

Bahan Baku = 41,839.4001 kg/jam
 Basis = 1 kg/jam

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

Menghitung Mol untuk Komponen NaCl

Basis = 100 kg

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

Mol = $\frac{94.5300 \text{ kg}}{58.4428 \text{ kg/kgmol}}$

Mol = 1.6175 mol

Cara perhitungan mol untuk komponen lain seperti komponen NaCl. Hasil perhitungan dapat disajikan pada **Tabel A.1**

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

No	Komponen	Kadar (%)	Fraksi massa	Massa (Kg)	BM (Kg/Kgmol)	Mol
1	NaCl	94.5300	0.9453	94.5300	58.4428	1.617480
2	Ca ²⁺	0.5200	0.0052	0.5200	40.0780	0.012975
3	Mg ²⁺	0.4800	0.0048	0.4800	24.3050	0.019749
4	SO ₄ ⁻²	0.5900	0.0059	0.5900	96.0626	0.006142
5	K ⁺	0.8300	0.0083	0.8300	39.0983	0.021229
6	HCO ³⁻	0.3000	0.0030	0.3000	61.0168	0.004917
7	Br ⁻	0.2200	0.0022	0.2200	79.9040	0.002753
8	IO ₃ ⁻	0.006748	0.0001	0.0067	174.9027	0.000039
Total		97.4767	0.974767	97.4767		1.685282

Asumsi sisa komponen adalah Cl⁻

(Agus Rusgiyono,dkk , 2013)

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

Reaksi Berdasarkan Stoikiometri :

- a. $\text{Ca}^{2+} + \text{SO}_4^- \rightarrow \text{CaSO}_4$
 0.006142 0.006142 0.006142
- b. CaSO_4 sisa bereaksi dengan Cl^- membentuk CaCl_2
 $\text{Ca}^{2+}_{\text{sisa}} + 2 \text{Cl}^- \rightarrow \text{CaCl}_2$
 0.006833 0.013666 0.006833
- c. $\text{Mg}^{2+} + 2 \text{HCO}_3^- \rightarrow \text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$
 0.002458 0.004917 0.002458
- d. Mg^{2+} sisa bereaksi dengan Cl^- membentuk MgCl_2
 $\text{Mg}^{2+}_{\text{sisa}} + 2 \text{Cl}^- \rightarrow \text{MgCl}_2$
 0.017291 0.034581 0.017291
- e. $\text{K}^+ + \text{Br}^- \rightarrow \text{KBr}$
 0.002753 0.002753 0.002753
- f. $\text{K}^+ + \text{IO}_3^- \rightarrow \text{KIO}_3$
 0.000039 0.000039 0.000039
- g. K^+ sisa bereaksi dengan Cl^- membentuk KCl
 $\text{K}^+_{\text{sisa}} + \text{Cl}^- \rightarrow \text{KCl}$
 0.018437 0.018437 0.018437

Tabel A.2 Spesifikasi Garam Rakyat (*Dry Basis*) Berdasarkan Senyawa

No	Komponen	Mol	BM	Massa	Fraksi
1	NaCl	1.61748	58.4428	94.53000	0.94681
2	CaSO ₄	0.00614	136.1406	0.83615	0.00837
3	CaCl ₂	0.00683	110.9840	0.75834	0.00760
4	MgCl ₂	0.01729	95.2110	1.64626	0.01649
5	KCl	0.01844	74.5513	1.37448	0.01377
6	Mg(HCO ₃) ₂	0.00246	146.3387	0.35975	0.00360
7	KBr	0.00275	119.0023	0.32765	0.00328
8	KIO ₃	0.00004	214.0010	0.00826	0.00008
Total				99.84089	1.00000

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

Kandungan H₂O dalam garam rakyat adalah max. 10 %.

Asumsi : *Moisture Content* = 10 %

Tabel A.3 Spesifikasi Garam Rakyat (*Wet Basis*) Berdasarkan Senyawa

No	Komponen	Massa (Kg)	Fraksi Massa
1	NaCl	85.79963	0.85284
2	CaSO ₄	0.75893	0.00754
3	CaCl ₂	0.68830	0.00684
4	MgCl ₂	1.49422	0.01485
5	KCl	1.24754	0.01240
6	Mg(HCO ₃) ₂	0.32652	0.00325
7	KBr	0.29739	0.00296
8	KIO ₃	0.00749	0.00007
9	H ₂ O	9.98409	0.09924
Total		100.60411	1.00000

Persamaan Umum Neraca Massa

$$\text{Akumulasi} = \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Masuk}} - \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Keluar}} + \text{Generasi} - \text{Konsumsi}$$

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 :

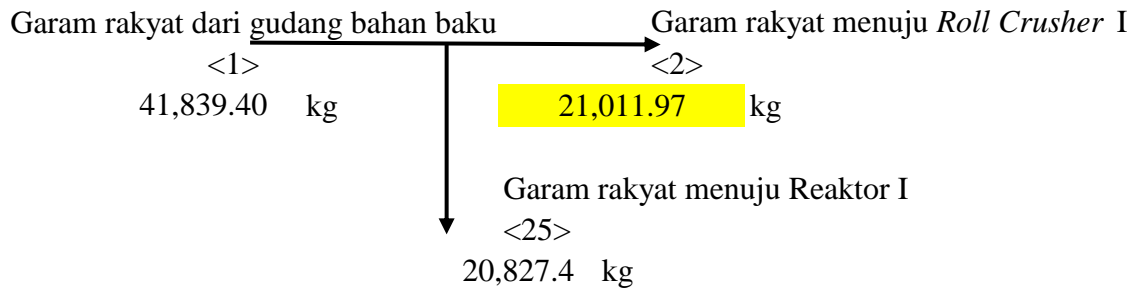
$$\frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Masuk}} + \text{Generasi} = \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Keluar}} + \text{Konsumsi}$$

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

$$\frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Masuk}} = \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Keluar}}$$

1. Splitter Point

Fungsi : Untuk memisahkan dan memindahkan garam rakyat sebagai bahan baku garam industri dan *brine*.



Garam rakyat yang dibutuhkan untuk membuat *brine* sebesar 20,827.4 kg

Tabel A.4 Neraca Massa Pada *Splitter Point*

Neraca Massa <i>Splitter Point</i>					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <1> Garam Rakyat dari Gudang Bahan Baku			Aliran <2> Garam rakyat menuju <i>Roll Crusher I</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.85284	35,682.4866	NaCl	0.85284	17,919.9328
CaSO ₄	0.00754	315.6246	CaSO ₄	0.00754	158.5083
CaCl ₂	0.00684	286.2523	CaCl ₂	0.00684	143.7574
MgCl ₂	0.01485	621.4194	MgCl ₂	0.01485	312.0801
KCl	0.01240	518.8274	KCl	0.01240	260.5579
Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	135.7957	Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	68.1973
KBr	0.00296	123.6787	KBr	0.00296	62.1121
KIO ₃	0.00007	3.1166	KIO ₃	0.00007	1.5652
H ₂ O	0.09924	4,152.1988	H ₂ O	0.09924	2,085.2561
Total <1>	1.00000	41,839.4001	Total <2>	1.00000	21,011.9673
			Aliran <25> Garam rakyat menuju Reaktor I		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
			NaCl	0.85284	17762.55374
			CaSO ₄	0.00754	157.1162417
			CaCl ₂	0.00684	142.4949066
			MgCl ₂	0.01485	309.3392834
			KCl	0.01240	258.2695418
			Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	67.59840164
			KBr	0.00296	61.56661304
			KIO ₃	0.00007	1.551422635
			H ₂ O	0.09924	2066.942676

		Total <25>	1.00000	20,827.4328
Total Aliran Masuk	41,839.4001	Total Aliran Keluar	41,839.4001	

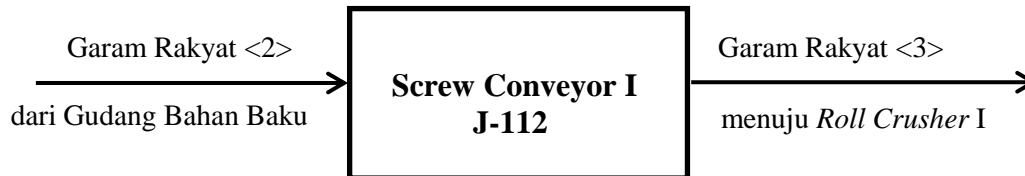
2. *Screw Conveyor I (J-112)*

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 <2> = Aliran <3>
 21,011.9673 kg = Aliran <3>

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <3> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar
 NaCl Aliran <2> = NaCl aliran <3>
 17,919.9328 kg = NaCl aliran <3>

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

Neraca Massa <i>Screw Conveyor (J-112)</i>					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <2> Garam Rakyat dari Gudang Bahan Baku			Aliran <3> Garam rakyat menuju <i>Roll Crusher I</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.85284	17,919.9328	NaCl	0.85284	17,919.9328
CaSO ₄	0.00754	158.5083	CaSO ₄	0.00754	158.5083
CaCl ₂	0.00684	143.7574	CaCl ₂	0.00684	143.7574
MgCl ₂	0.01485	312.0801	MgCl ₂	0.01485	312.0801
KCl	0.01240	260.5579	KCl	0.01240	260.5579
Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	68.1973	Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	68.1973
KBr	0.00296	62.1121	KBr	0.00296	62.1121
KIO ₃	0.00007	1.5652	KIO ₃	0.00007	1.5652
H ₂ O	0.09924	2,085.2561	H ₂ O	0.09924	2,085.2561
Total <2>	1.00000	21,011.9673	Total <3>	1.00000	21,011.9673

Total Aliran Masuk	21,011.9673	Total Aliran Keluar	21,011.9673
---------------------------	--------------------	----------------------------	--------------------

3. *Roll Crusher I (C-110), Screener I (H-113)*

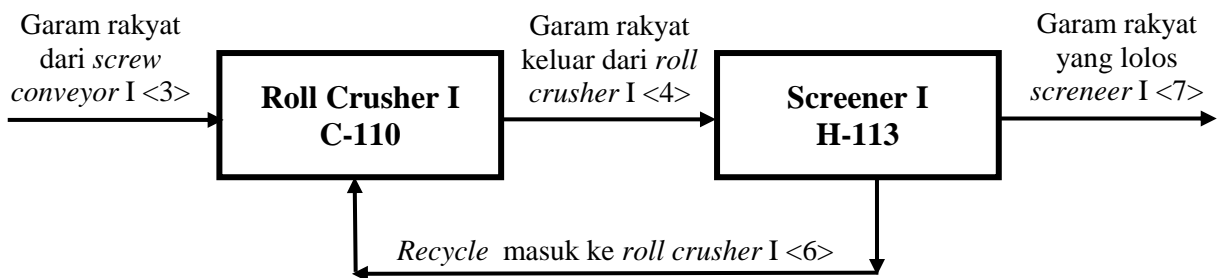
Fungsi *Roll Crusher I* : Mengecilkan ukuran partikel garam rakyat menjadi 10 mesh untuk mengoptimalkan proses *washing* .

Fungsi *Screener I* : Menyaring garam rakyat sehingga diperoleh garam rakyat dengan ukuran maksimal 10 mesh dan garam rakyat yang tidak lolos *screening* akan dikembalikan ke *Roll Crusher I*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)
 Diharapkan 95% garam rakyat lolos dari *Screener I* akan menuju Silo I melalui *Bucket Elevator II* dan 5% garam rakyat yang tidak lolos dari *Screener I* akan di-recycle kembali ke *Roll Crusher I* melalui *Bucket Elevator I*.

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

$$\begin{aligned}
 &\text{Neraca massa aliran masuk} &&= \text{Neraca massa aliran keluar} \\
 \text{Aliran } \langle 3 \rangle &+ \text{ Aliran } \langle 5 \rangle &&= \text{Aliran } \langle 7 \rangle \\
 21,011.967 \text{ kg} &+ (0,05 \times \text{Aliran } \langle 7 \rangle) &&= \text{Aliran } \langle 7 \rangle \\
 &(1-0,05) \times \text{Aliran } \langle 7 \rangle &&= 21,011.9673 \text{ kg} \\
 &\text{Aliran } \langle 7 \rangle &&= 22,117.8603 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <7> :

$$\begin{aligned}
 &\text{Neraca massa NaCl aliran masuk} &&= \text{Neraca massa NaCl aliran keluar} \\
 \text{NaCl Aliran } \langle 3 \rangle &+ \text{ NaCl Aliran } \langle 5 \rangle &&= \text{NaCl Aliran } \langle 7 \rangle \\
 17,919.933 \text{ kg} &+ (0,05 \times \text{NaCl Aliran } \langle 7 \rangle) &&= \text{NaCl Aliran } \langle 7 \rangle \\
 &(1-0,05) \times \text{NaCl Aliran } \langle 7 \rangle &&= 17,919.9328 \text{ kg} \\
 &\text{NaCl Aliran } \langle 7 \rangle &&= 18,863.0872 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

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

Neraca Massa <i>Roll Crusher I (C-110)</i>

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <3> Garam rakyat dari <i>Screw Conveyor I</i>			Aliran <4> Garam rakyat menuju <i>Screener I</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.85284	17,919.9328	NaCl	0.85284	18,863.0872
CaSO ₄	0.00754	158.5083	CaSO ₄	0.00754	166.8509
CaCl ₂	0.00684	143.7574	CaCl ₂	0.00684	151.3236
MgCl ₂	0.01485	312.0801	MgCl ₂	0.01485	328.5053
KCl	0.01240	260.5579	KCl	0.01240	274.2714
Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	68.1973	Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	71.7867
KBr	0.00296	62.1121	KBr	0.00296	65.3812
KIO ₃	0.00007	1.5652	KIO ₃	0.00007	1.6475
H ₂ O	0.09924	2,085.2561	H ₂ O	0.09924	2,195.0064
Total <3>	1.00000	21,011.9673	Total <4>	1.00000	22,117.8603
Aliran <6> Garam rakyat dari <i>Bucket Elevator I</i>					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)			
NaCl	0.85284	943.1544			
CaSO ₄	0.00754	8.3425			
CaCl ₂	0.00684	7.5662			
MgCl ₂	0.01485	16.4253			
KCl	0.01240	13.7136			
Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	3.5893			
KBr	0.00296	3.2691			
KIO ₃	0.00007	0.0824			
H ₂ O	0.09924	109.7503			
Total <6>	1.00000	1,105.8930			
Total Aliran Masuk		22,117.8603	Total Aliran Keluar		22,117.8603

Neraca Massa Total Screener (H-113) :

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca Massa Aliran Masuk} &= \text{Neraca Massa Aliran Keluar} \\
 \text{Aliran <4>} &= \text{Aliran <6>} + \text{Aliran <7>} \\
 22,117.860 \text{ kg} &= 1,105.893 \text{ kg} + \text{Aliran <7>} \\
 \text{Aliran <7>} &= 21,011.967 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <6> dan Aliran <7> :

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa NaCl aliran masuk} &= \text{Neraca massa NaCl aliran keluar} \\
 \text{NaCl Aliran <4>} &= \text{NaCl Aliran <6>} + \text{NaCl Aliran <7>} \\
 18,863.0872 \text{ kg} &= 943.1544 \text{ kg} + \text{NaCl Aliran <7>} \\
 \text{NaCl Aliran <7>} &= 17,919.9328 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

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

Neraca Massa Screener I (H-113)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <4> Garam rakyat dari <i>Roll Crusher I</i>			Aliran <6> Garam rakyat menuju <i>Bucket Elevator I</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.85284	18,863.0872	NaCl	0.85284	943.1544
CaSO ₄	0.00754	166.8509	CaSO ₄	0.00754	8.3425
CaCl ₂	0.00684	151.3236	CaCl ₂	0.00684	7.5662
MgCl ₂	0.01485	328.5053	MgCl ₂	0.01485	16.4253
KCl	0.01240	274.2714	KCl	0.01240	13.7136
Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	71.7867	Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	3.5893
KBr	0.00296	65.3812	KBr	0.00296	3.2691
KIO ₃	0.00007	1.6475	KIO ₃	0.00007	0.0824
H ₂ O	0.09924	2,195.0064	H ₂ O	0.09924	109.7503
Total <4>	1.00000	22,117.8603	Total <6>	1.00000	1,105.8930
			Aliran <7> Garam rakyat menuju <i>Screw Conveyor II</i>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
			NaCl	0.85284	17,919.9328
			CaSO ₄	0.00754	158.5083
			CaCl ₂	0.00684	143.7574
			MgCl ₂	0.01485	312.0801
			KCl	0.01240	260.5579
			Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	68.1973
			KBr	0.00296	62.1121
			KIO ₃	0.00007	1.5652
			H ₂ O	0.09924	2,085.2561
			Total <7>	1.00000	21,011.9673
Total Aliran Masuk		22,117.8603	Total Aliran Keluar		22,117.8603

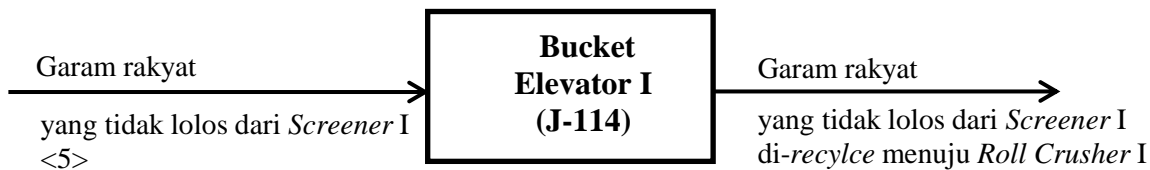
4. Bucket Elevator I (J-114)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat yang berukuran lebih dari 10 mesh dari *Screener I* menuju *Roll Crusher I*.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C



<6>

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

Neraca Massa Total *Bucket Elevator* I (J-114) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar
Aliran <5> = Aliran <6>
Aliran <6> = 1,105.8930 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <6> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar
NaCl Aliran <5> = NaCl Aliran <6>
NaCl Aliran <6> = 943.1544 kg

Tabel A.8 Neraca Massa *Bucket Elevator* I (J-114)

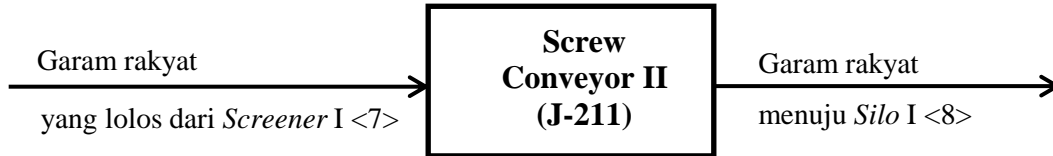
Neraca Massa <i>Bucket Elevator</i> I (J-114)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <5> Garam rakyat yang tidak lolos dari <i>Screener</i> I			Aliran <6> Garam rakyat yang tidak lolos dari <i>Screener</i> I di-recycle menuju <i>Roll Crusher</i> I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.8528	943.1544	NaCl	0.8528	943.1544
CaSO ₄	0.0075	8.3425	CaSO ₄	0.0075	8.3425
CaCl ₂	0.0068	7.5662	CaCl ₂	0.0068	7.5662
MgCl ₂	0.0149	16.4253	MgCl ₂	0.0149	16.4253
KCl	0.0124	13.7136	KCl	0.0124	13.7136
Mg(HCO ₃) ₂	0.0032	3.5893	Mg(HCO ₃) ₂	0.0032	3.5893
KBr	0.0030	3.2691	KBr	0.0030	3.2691
KIO ₃	0.0001	0.0824	KIO ₃	0.0001	0.0824
H ₂ O	0.0992	109.7503	H ₂ O	0.0992	109.7503
Total <5>	1.0000	1,105.8930	Total <6>	1.0000	1,105.8930
Total Aliran Masuk		1,105.8930	Total Aliran Keluar		1,105.8930

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

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat yang berukuran 10 mesh 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 II (J-211) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar
 Aliran <7> = Aliran <8>
 Aliran <8> = 21,011.9673 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> = 17,919.9328 kg

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

Neraca Massa Screw Conveyor II (J-211)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <7> Garam rakyat yang lolos dari Screener I			Aliran <8> Garam rakyat menuju Silo I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.8528	17,919.9328	NaCl	0.8528	17,919.9328
CaSO ₄	0.0075	158.5083	CaSO ₄	0.0075	158.5083
CaCl ₂	0.0068	143.7574	CaCl ₂	0.0068	143.7574
MgCl ₂	0.0149	312.0801	MgCl ₂	0.0149	312.0801
KCl	0.0124	260.5579	KCl	0.0124	260.5579
Mg(HCO ₃) ₂	0.0032	68.1973	Mg(HCO ₃) ₂	0.0032	68.1973
KBr	0.0030	62.1121	KBr	0.0030	62.1121
KIO ₃	0.0001	1.5652	KIO ₃	0.0001	1.5652
H ₂ O	0.0992	2,085.2561	H ₂ O	0.0992	2,085.2561
Total <7>	1.0000	21,011.9673	Total <8>	1.0000	21,011.9673
Total Aliran Masuk		21,011.9673	Total Aliran Keluar		21,011.9673

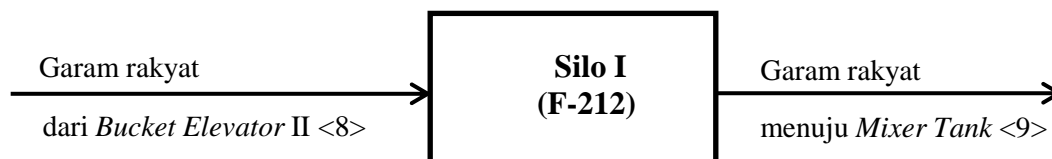
6. Silo I (F-212)

Fungsi : Sebagai tempat penampungan sementara garam rakyat sebelum

masuk ke *Mixer Tank*.

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 <8> = Aliran <9>
Aliran <9> = 21,011.9673 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <9> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar
NaCl Aliran <8> = NaCl Aliran <9>
NaCl Aliran <9> = 17,919.9328 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 <8> Garam rakyat dari <i>Bucket Elevator II</i>			Aliran <9> Garam rakyat menuju <i>Mixer Tank</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.8528	17,919.9328	NaCl	0.8528	17,919.9328
CaSO ₄	0.0075	158.5083	CaSO ₄	0.0075	158.5083
CaCl ₂	0.0068	143.7574	CaCl ₂	0.0068	143.7574
MgCl ₂	0.0149	312.0801	MgCl ₂	0.0149	312.0801
KCl	0.0124	260.5579	KCl	0.0124	260.5579
Mg(HCO ₃) ₂	0.0032	68.1973	Mg(HCO ₃) ₂	0.0032	68.1973
KBr	0.0030	62.1121	KBr	0.0030	62.1121
KIO ₃	0.0001	1.5652	KIO ₃	0.0001	1.5652
H ₂ O	0.0992	2,085.2561	H ₂ O	0.0992	2,085.2561
Total <8>	1.0000	21,011.9673	Total <9>	1.0000	21,011.9673
Total Aliran Masuk		21,011.9673	Total Aliran Keluar		21,011.9673

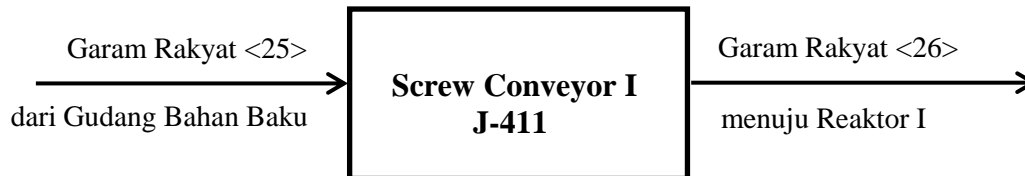
7. *Screw Conveyor I (J-411)*

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

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)

Neraca Massa Total *Screw Conveyor I (J-411)* :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <25> = Aliran <26>

20,827.4328 kg = Aliran <26>

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <26> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <25> = NaCl aliran <26>

17,762.5537 kg = NaCl aliran <26>

Tabel A.11 Neraca Massa Pada *Screw Conveyor I (J-411)*

Neraca Massa <i>Screw Conveyor I (J-411)</i>					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <25> Garam Rakyat dari Gudang Bahan Baku			Aliran <26> Garam rakyat menuju Reaktor I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.85284	17,762.5537	NaCl	0.85284	17,919.9328
CaSO ₄	0.00754	157.1162	CaSO ₄	0.00754	158.5083
CaCl ₂	0.00684	142.4949	CaCl ₂	0.00684	143.7574
MgCl ₂	0.01485	309.3393	MgCl ₂	0.01485	312.0801
KCl	0.01240	258.2695	KCl	0.01240	260.5579
Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	67.5984	Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	68.1973
KBr	0.00296	61.5666	KBr	0.00296	62.1121
KIO ₃	0.00007	1.5514	KIO ₃	0.00007	1.5652
H ₂ O	0.09924	2,066.9427	H ₂ O	0.09924	2,085.2561
Total <24>	1.00000	20,827.4328	Total <25>	1.00000	20,827.4328

Total Aliran Masuk	20,827.4328	Total Aliran Keluar	20,827.4328
---------------------------	--------------------	----------------------------	--------------------

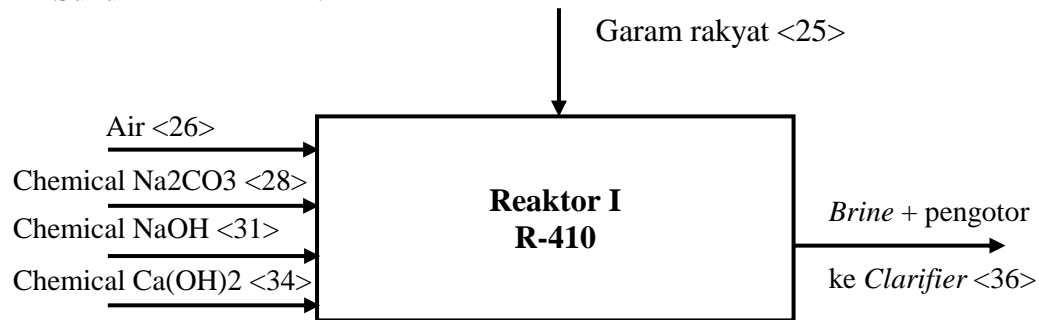
8. Reaktor I (R-410)

Fungsi : Tangki pencampuran garam rakyat, koagulan dan air untuk membuat *Brine*.

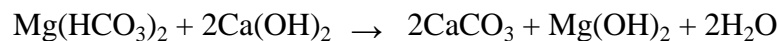
Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C



Reaksi Koagulasi



Tabel A.12 Berat Molekul Komponen

Komponen	Berat Molekul (Kg/Kgmol)
NaCl	58.44277
CaSO ₄	136.14060
CaCl ₂	110.98400
MgCl ₂	95.21100
KCl	74.55130
Mg(HCO ₃) ₂	146.33868
KBr	119.00230
KIO ₃	214.00097
H ₂ O	18.01528
NaOH	40
Na ₂ CO ₃	105.99
CaCO ₃	100.09
Mg(OH) ₂	58.32
Ca(OH) ₂	74.093

Tabel A.13 Data Solubility Komponen Suhu 30°C

Komponen	Solubility (Kg/Kg H ₂ O)	Fraksi Massa
NaCl	0.3609	0.2652
CaSO ₄	0.264	0.2089
CaCl ₂	1.02	0.5050
MgCl ₂	0.56	0.3590
NaOH	1.19	0.5434
Na ₂ CO ₃	0.397	0.2842
Ca(OH) ₂	0.002	0.0017

Massa

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

Komponen	Massa (Kg)	Mol (Kgmol)
CaSO ₄	157.11624	1.15407
CaCl ₂	142.49491	1.28392
MgCl ₂	309.33928	3.24899
Mg(HCO ₃) ₂	67.59840	0.46193

Reaksi Koagulasi I

	MgCl ₂	+	2 NaOH	→	Mg(OH) ₂	+	2 NaCl
m	3.24899		6.497974		-		-
r	3.24899		6.497974		3.24899		6.497974
s	0.00000		0		3.24899		6.497974

a. Perhitungan kebutuhan NaOH untuk mereaksikan MgCl₂ :

$$\begin{aligned} \text{Mol NaOH} &= 6.497974 \text{ kgmol} \\ \text{Massa NaOH} &= n \text{ NaOH} \quad \times \quad \text{BM NaOH} \\ &= 6.497974 \text{ kgmol} \times 40.00 \text{ kg/kgmol} \\ &= 259.9189 \text{ kg} \end{aligned}$$

b. Perhitungan MgCl₂ yang bereaksi :

$$\begin{aligned} \text{Mol MgCl}_2 &= 3.2490 \text{ kgmol} \\ \text{Massa MgCl}_2 &= n \text{ MgCl}_2 \quad \times \quad \text{BM MgCl}_2 \\ &= 3.2490 \text{ kgmol} \times 95.211 \text{ kg/kmol} \\ &= 309.3393 \text{ kg} \end{aligned}$$

Reaksi Koagulasi II

	Mg(HCO ₃) ₂	+	2Ca(OH) ₂	→	2CaCO ₃	+	Mg(OH) ₂	+	2H ₂ O
m	0.46193		0.92386		-		-		-
r	0.46193		0.92386		0.92386		0.46193		0.92386
s	0.00000		0.00000		0.92386		0.46193		0.92386

c. Perhitungan kebutuhan Ca(OH)₂ untuk mereaksikan Mg(HCO₃)₂ :

$$\begin{aligned} \text{Mol Ca(OH)}_2 &= 0.92386 \text{ kgmol} \\ \text{Massa Ca(OH)}_2 &= n \text{ Ca(OH)}_2 \quad \times \quad \text{BM Ca(OH)}_2 \\ &= 0.92386 \text{ kgmol} \times 74.093 \text{ kg/kgmol} \\ &= 68.45174 \text{ kg} \end{aligned}$$

d. Perhitungan Mg(HCO₃)₂ yang bereaksi :

$$\begin{aligned} \text{Mol Mg(HCO)}_3 &= 0.46193 \text{ kgmol} \\ \text{Massa Mg(HCO)}_3 &= n \text{ Mg(HCO)}_3 \quad \times \quad \text{BM Mg(HCO)}_3 \\ &= 0.46193 \text{ kgmol} \times 146.34 \text{ kg/kgmol} \end{aligned}$$

$$= 67.5984 \text{ kg}$$

e. Perhitungan H₂O yang terbentuk :

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O} &= 0.92386 \text{ kgmol} \\ \text{Massa H}_2\text{O} &= n \text{ H}_2\text{O} \quad \times \quad \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 0.92386 \text{ kgmol} \times 18.02 \text{ kg/kgmol} \\ &= 16.64364 \text{ kg} \end{aligned}$$

f. Perhitungan Mg(OH)₂ yang terbentuk :

$$\begin{aligned} n \text{ Mg(OH)}_2 \text{ yang terbentuk pada reaksi} &= 3.2490 \text{ kgmol} \\ n \text{ Mg(OH)}_2 \text{ yang terbentuk pada reaksi} &= 0.4619 \text{ kgmol} \\ \text{Total } n \text{ Mg(OH)}_2 &= 3.2490 \text{ kgmol} + 0.4619 \text{ kgmol} \\ &= 3.7109 \text{ kgmol} \\ \text{Massa Mg(OH)}_2 &= n \text{ Mg(OH)}_2 \quad \times \quad \text{BM Mg(OH)}_2 \\ &= 3.7109 \text{ kgmol} \times 58.3200 \text{ kg/kgmol} \\ &= 216.4207 \text{ kg} \end{aligned}$$

Reaksi Koagulasi III

	CaSO ₄	+	Na ₂ CO ₃	→	CaCO ₃	+	Na ₂ SO ₄
m	1.15407		1.15407		-		-
r	1.15407		1.15407		1.15407		1.15407
s	0.00000		0.00000		1.15407		1.15407

	CaCl ₂	+	Na ₂ SO ₄	→	CaSO ₄	+	2 NaCl
m	1.28392		1.15407		-		-
r	1.15407		1.15407		1.15407		2.308147
s	0.12985		0.00000		1.15407		2.308147

g. Massa CaSO₄ yang terbentuk

$$\begin{aligned} \text{Mol CaSO}_4 &= 1.15407 \text{ kgmol} \\ \text{Massa CaSO}_4 &= n \text{ CaSO}_4 \quad \times \quad \text{BM CaSO}_4 \\ &= 1.15407 \text{ kgmol} \times 136.1 \text{ kg/kgmol} \\ &= 157.1162 \text{ kg} \end{aligned}$$

Reaksi Koagulasi IV :

	CaCl ₂	+	Na ₂ CO ₃	→	CaCO ₃	+	2 NaCl
m :	0.1298		0.1298		-		-
r :	0.1298		0.1298		0.1298		0.2597
s :	0.0000		0.0000		0.1298		0.2597

h. Perhitungan CaCl₂ yang bereaksi pada reaksi koagulasi III dan IV :

$$\begin{aligned}
 n \text{ CaCl}_2 &= 1.2839 \text{ kgmol} \\
 \text{Massa CaCl}_2 &= n \text{ CaCl}_2 \quad \times \quad \text{BM CaCl}_2 \\
 &= 1.2839 \text{ kgmol} \times 110.9840 \text{ kg/kgmol} \\
 &= 142.4949 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

i. Perhitungan kebutuhan Na_2CO_3 untuk mereaksikan CaSO_4 dan CaCl_2

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan } n \text{ Na}_2\text{CO}_3 \text{ pada reaksi} &= 1.1541 \text{ kgmol} \\
 \text{Kebutuhan } n \text{ Na}_2\text{CO}_3 \text{ pada reaksi} &= 0.1298 \text{ kgmol} \\
 \text{Total } n \text{ Na}_2\text{CO}_3 &= 1.1541 \text{ kgmol} + 0.1298 \text{ kgmol} \\
 &= 1.2839 \text{ kgmol} \\
 \text{Massa Na}_2\text{CO}_3 &= n \text{ Na}_2\text{CO}_3 \quad \times \quad \text{BM Na}_2\text{CO}_3 \\
 &= 1.2839 \text{ kgmol} \times 105.990 \text{ kg/kgmol} \\
 &= 136.0830 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

j. Perhitungan CaCO_3 yang terbentuk :

$$\begin{aligned}
 n \text{ CaCO}_3 \text{ yang terbentuk pada reaksi} &= 0.9239 \text{ kgmol} \\
 n \text{ CaCO}_3 \text{ yang terbentuk pada reaksi} &= 1.1541 \text{ kgmol} \\
 n \text{ CaCO}_3 \text{ yang terbentuk pada reaksi} &= 0.1298 \text{ kgmol} \\
 \text{Total } n \text{ CaCO}_3 &= 0.9239 + 1.1541 + 0.1298 \\
 &= 2.2078 \text{ kgmol} \\
 \text{Massa CaCO}_3 &= n \text{ CaCO}_3 \quad \times \quad \text{BM CaCO}_3 \\
 &= 2.2078 \text{ kgmol} \times 100.0900 \text{ kg/kgmol} \\
 &= 220.9772 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

k. Perhitungan NaCl yang terbentuk :

$$\begin{aligned}
 n \text{ NaCl} \text{ yang terbentuk pada reaksi} &= 6.4980 \text{ kgmol} \\
 n \text{ NaCl} \text{ yang terbentuk pada reaksi} &= 2.3081 \text{ kgmol} \\
 n \text{ NaCl} \text{ yang terbentuk pada reaksi} &= 0.2597 \text{ kgmol} \\
 \text{Total } n \text{ NaCl} &= 6.4980 + 2.3081 + 0.2597 \\
 &= 9.0658 \text{ kgmol} \\
 \text{Massa NaCl} &= n \text{ NaCl} \quad \times \quad \text{BM NaCl} \\
 &= 9.0658 \text{ kgmol} \times 58.4428 \text{ kg/kgmol} \\
 &= 529.8316 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel A.14 Neraca Massa Reaktor I (R-410)

Neraca Massa Reaktor I (R-410)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <25> Garam Rakyat dari Gudang Bahan Baku			Aliran <36> Brine menuju Clarifier		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.85284	17,762.554	NaCl	0.2652	17,762.554
CaSO ₄	0.00754	157.116	CaSO ₄	0.0000	0.000
CaCl ₂	0.00684	142.495	CaCl ₂	0.0000	0.000
MgCl ₂	0.01485	309.339	MgCl ₂	0.0000	0.000
KCl	0.01240	258.270	KCl	0.0000	0.000
Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	67.598	Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.000
KBr	0.00296	61.567	KBr	0.0000	0.000
KIO ₃	0.00007	1.551	KIO ₃	0.0000	0.000
H ₂ O	0.09924	2,066.943	H ₂ O	0.7348	49,217.384
NaOH	0.00000	0.000	NaOH	0.0000	0.000
Na ₂ CO ₃	0.00000	0.000	Na ₂ CO ₃	0.0000	0.000
CaCO ₃	0.00000	0.000	CaCO ₃	0.0000	0.000
Mg(OH) ₂	0.00000	0.000	Mg(OH) ₂	0.0000	0.000
Ca(OH) ₂	0.00000	0.000	Ca(OH) ₂	0.0000	0.000
Total <25>	1.00000	20,827.433	Total <36>	1.0000	66,979.937
Aliran <28> Chemical Na ₂ CO ₃ , Aliran <31> Chemical NaOH, Aliran <34> Chemical Ca(OH) ₂			Aliran <36> Pengotor menuju Clarifier		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.00000	0.000	NaCl	0.36231	529.832
CaSO ₄	0.00000	0.000	CaSO ₄	0.10744	157.116
CaCl ₂	0.00000	0.000	CaCl ₂	0.00000	0.000
MgCl ₂	0.00000	0.000	MgCl ₂	0.00000	0.000
KCl	0.00000	0.000	KCl	0.17661	258.270
Mg(HCO ₃) ₂	0.00000	0.000	Mg(HCO ₃) ₂	0.00000	0.000
KBr	0.00000	0.000	KBr	0.04210	61.567
KIO ₃	0.00000	0.000	KIO ₃	0.00106	1.551
H ₂ O	0.00000	0.000	H ₂ O	0.01138	16.644
NaOH	0.55962	259.919	NaOH	0.00000	0.000
Na ₂ CO ₃	0.29300	136.083	Na ₂ CO ₃	0.00000	0.000
CaCO ₃	0.00000	0.000	CaCO ₃	0.15111	220.977
Mg(OH) ₂	0.00000	0.000	Mg(OH) ₂	0.14799	216.421
Ca(OH) ₂	0.14738	68.452	Ca(OH) ₂	0.00000	0.000
Total <28>	1.00000	464.454	Total <36>	1.00000	1,462.377
Aliran <26> Air					

Komponen	Massa		
H ₂ O	47,167.08		
Total <26>	47,167.08		
Total Aliran Masuk	68,458.971	Total Aliran Keluar	68,442.314

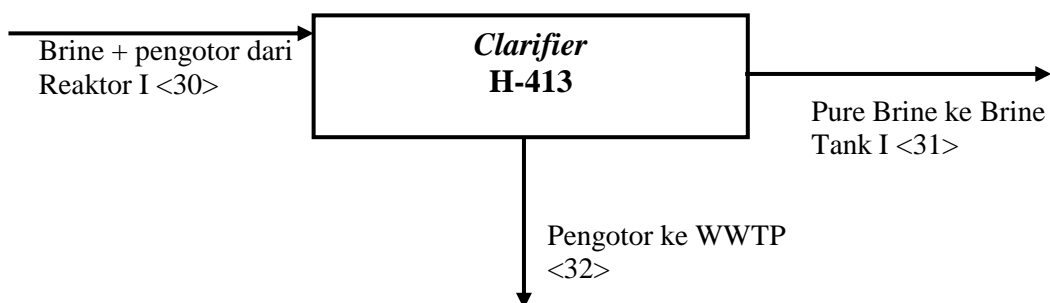
9. Clarifier (H-413)

Fungsi : Memisahkan larutan *brine* dari pengotor dengan proses sedimentasi

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)
Diharapkan massa H₂O yang terbawa ke *Waste Water Treatment Plant* hanya 10% dari total massa H₂O Aliran <37> dan <46>

Neraca Massa Total Clarifier (H-413) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar
Aliran <30> = Aliran <31> + Aliran <32>

$$68,442.3144 \quad \text{kg} = \text{Aliran } \langle 31 \rangle + \text{Aliran } \langle 32 \rangle$$

$$68,442.3144 \quad \text{kg} = \text{Aliran } \langle 31 \rangle + \text{Aliran } \langle 32 \rangle$$

Aliran <31>

Neraca Massa Komponen H₂O

$$\begin{aligned} \text{Aliran Masuk} &= \text{Aliran Keluar} \\ \text{H}_2\text{O Aliran } \langle 37 \rangle &= \text{H}_2\text{O Aliran } \langle 31 \rangle + \text{H}_2\text{O Aliran } \langle 32 \rangle \\ \text{H}_2\text{O Aliran } \langle 31 \rangle &= \text{H}_2\text{O Aliran } \langle 37 \rangle - \text{H}_2\text{O Aliran } \langle 32 \rangle \\ \text{H}_2\text{O Aliran } \langle 31 \rangle &= \text{H}_2\text{O Aliran } \langle 37 \rangle - (0,1 \times (\text{H}_2\text{O } \langle 37 \rangle)) \\ \text{H}_2\text{O Aliran } \langle 31 \rangle &= 49,234.03 \text{ kg} - (0.10 \times 49234.03) \text{ kg} \\ \text{H}_2\text{O Aliran } \langle 31 \rangle &= 44,310.62 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen NaCl

$$\begin{aligned} \text{NaCl Aliran } \langle 31 \rangle &= \frac{\text{Massa H}_2\text{O Aliran } \langle 31 \rangle}{\text{Fraksi H}_2\text{O Aliran } \langle 31 \rangle} \times \text{Fraksi NaCl} \\ &= \frac{44,310.625}{0.7348} \times 0.2652 \\ &= 15,991.704 \end{aligned}$$

Aliran <32>

Neraca Komponen NaCl

$$\begin{aligned} \text{Aliran Masuk} &= \text{Aliran Keluar} \\ \text{NaCl Aliran } \langle 30 \rangle \text{ Brine} + \text{NaCl Aliran } \langle 30 \rangle \text{ Solid} &= \text{NaCl Aliran } \langle 31 \rangle + \text{NaCl Aliran } \langle 32 \rangle \\ \text{NaCl Aliran } \langle 30 \rangle \text{ Brine} + \text{NaCl Aliran } \langle 30 \rangle \text{ Solid} &= ((\text{H}_2\text{O Aliran } \langle 31 \rangle / \text{XH}_2\text{O}) \times \text{XNaCl}) + \text{NaCl Aliran } \langle 32 \rangle \\ \text{NaCl Aliran } \langle 30 \rangle \text{ Brine} + \text{NaCl Aliran } \langle 30 \rangle \text{ Solid} - ((\text{H}_2\text{O Aliran } \langle 31 \rangle / \text{XH}_2\text{O}) \times \text{XNaCl}) &= \text{NaCl Aliran } \langle 32 \rangle \\ 17,762.55 + 529.83 &= \text{NaCl Aliran } \langle 32 \rangle \\ 18,292.38 &= \text{NaCl Aliran } \langle 32 \rangle \\ 2,300.68 \text{ Kg} &= \text{NaCl Aliran } \langle 32 \rangle \end{aligned}$$

Neraca Komponen H₂O

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O Aliran } \langle 32 \rangle &= 0.1 \times (\text{H}_2\text{O Aliran } \langle 30 \rangle \text{ Brine}) \\ &= 0.1 \times 49,234.03 \text{ kg} \\ &= 4,923.403 \text{ Kg} \end{aligned}$$

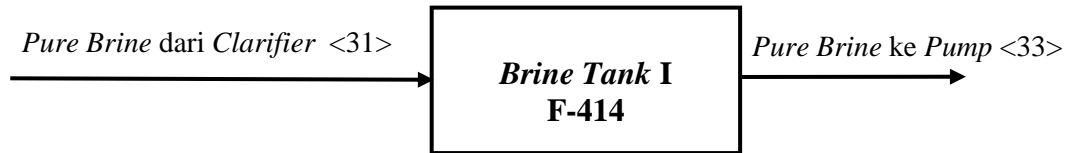
Hasil Perhitungan dapat disajikan pada **Tabel A.15**

Tabel A.15 Neraca Massa Pada *Clarifier* (H-413)

Neraca Massa Clarifier (H-413)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <37> Brine dari Reaktor I			Aliran <38> <i>Pure Brine</i> menuju <i>Brine Tank I</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.2652	17,762.554	NaCl	0.2652	15,991.704
CaSO ₄	0.0000	0.000	CaSO ₄	0.0000	0.000
CaCl ₂	0.0000	0.000	CaCl ₂	0.0000	0.000
MgCl ₂	0.0000	0.000	MgCl ₂	0.0000	0.000
KCl	0.0000	0.000	KCl	0.0000	0.000
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.000	Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.000
KBr	0.0000	0.000	KBr	0.0000	0.000
KIO ₃	0.0000	0.000	KIO ₃	0.0000	0.000
H ₂ O	0.7348	49,217.384	H ₂ O	0.7348	44,310.625
NaOH	0.0000	0.000	NaOH	0.0000	0.000
Na ₂ CO ₃	0.0000	0.000	Na ₂ CO ₃	0.0000	0.000
CaCO ₃	0.0000	0.000	CaCO ₃	0.0000	0.000
Mg(OH) ₂	0.0000	0.000	Mg(OH) ₂	0.0000	0.000
Total <37>	1.0000	66,979.937	Total <38>	1.0000	60,302.329
Aliran <37> Solid dari Reaktor 1			Aliran <39> Pengotor menuju WWTP		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.36231	529.832	NaCl	0.3623	2,300.681
CaSO ₄	0.10744	157.116	CaSO ₄	0.1074	157.116
CaCl ₂	0.00000	0.000	CaCl ₂	0.0000	0.000
MgCl ₂	0.00000	0.000	MgCl ₂	0.0000	0.000
KCl	0.17661	258.270	KCl	0.1766	258.270
Mg(HCO ₃) ₂	0.00000	0.000	Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.000
KBr	0.04210	61.567	KBr	0.0421	61.567
KIO ₃	0.00106	1.551	KIO ₃	0.0011	1.551
H ₂ O	0.01138	16.644	H ₂ O	0.0114	4,923.403
NaOH	0.00000	0.000	NaOH	0.0000	0.000
Na ₂ CO ₃	0.00000	0.000	Na ₂ CO ₃	0.0000	0.000
CaCO ₃	0.15111	220.977	CaCO ₃	0.1511	220.977
Mg(OH) ₂	0.14799	216.421	Mg(OH) ₂	0.1480	216.421
Total <37>	1.00000	1,462.377	Total <39>	1.0000	8,139.985
Total Aliran Masuk		68,442.314	Total Aliran Keluar		68,442.314

10. Brine Tank I (F-414)

Fungsi : Tangki penampung Brine dari Clarifier
 Kondisi Operasi
 Tekanan : 1 atm
 Suhu : 30 °C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)

Neraca Massa Total Brine Tank (F-414)

Neraca Massa Aliran Masuk = Neraca Massa Aliran Keluar
 Aliran <31> = Aliran <33>
 60,302.33 kg = Aliran <33>

Tabel A.16 Neraca Massa Pada *Brine Tank I* (F-414)

Neraca Massa <i>Brine Tank I</i> (F-414)					
Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <31> <i>Pure Brine</i> dari Clarifier			Aliran <33> <i>Pure Brine</i> menuju Pump		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.2652	15,991.7044	NaCl	0.2652	15,991.7044
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
KCl	0.0000	0.0000	KCl	0.0000	0.0000
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0000	Mg(HCO ₃) ₂	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 ₂ O	0.7348	44,310.6245	H ₂ O	0.7348	44,310.6245
Total <38>	1.0000	60,302.3289	Total <40>	1.0000	60,302.3289
Total Aliran Masuk		60,302.3289	Total Aliran Keluar		60,302.3289

Asumsi :

Brine yang keluar dari Brine Tank I (F-414) dialirkan ke Aliran <36> sebesar 50% dan Aliran <37> sebesar 50%

Tabel A.17 Neraca Massa Pada *Splitter Point*

Neraca Massa Splitter Point							
Neraca Massa Aliran Masuk				Neraca Massa Aliran Keluar			
Aliran <35> Keluar dari <i>Brine Tank I</i>				Aliran <36> <i>Brine</i> menuju <i>Mixer Tank I</i>			
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa	Komponen	Fraksi	Solubility	Massa

NaCl	0.26519	0.3609	15,991.70	NaCl	0.26519	0.3609	7,995.85
CaSO ₄	0.00000	0	0.00	CaSO ₄	0.00000	0	0.00
CaCl ₂	0.00000	0	0.00	CaCl ₂	0.00000	0	0.00
MgCl ₂	0.00000	0	0.00	MgCl ₂	0.00000	0	0.00
KCl	0.00000	0	0.00	KCl	0.00000	0	0.00
Mg(HCO ₃) ₂	0.00000	0	0.00	Mg(HCO ₃) ₂	0.00000	0	0.00
KBr	0.00000	0	0.00	KBr	0.00000	0	0.00
KIO ₃	0.00000	0	0.00	KIO ₃	0.00000	0	0.00
H ₂ O	0.73481	1	44,310.62	H ₂ O	0.73481	1	22,155.31
Total <41>	1.00000		60,302.33	Total <36>	1.00000		30,151.16
				Aliran <37> Brine menuju ke Screw Washer			
				Komponen	Fraksi	Solubility	Massa
				NaCl	0.26519	0.36090	7,995.85
				CaSO ₄	0.00000	0.00000	0.00
				CaCl ₂	0.00000	0.00000	0.00
				MgCl ₂	0.00000	0.00000	0.00
				KCl	0.00000	0.00000	0.00
				Mg(HCO ₃) ₂	0.00000	0.00000	0.00
				KBr	0.00000	0.00000	0.00
				KIO ₃	0.00000	0.00000	0.00
				H ₂ O	0.73481	1.00000	22,155.31
				Total <37>	1.00000		30,151.16
Total Aliran Masuk			60,302.33	Total Aliran Keluar			60,302.33

Tabel A.18 Komposisi Aliran <36> dan Aliran <37>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Densitas (Kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0.26519	7,995.8522	2170	3.68472
CaSO ₄	0.00000	0.0000	2960	0.00000
CaCl ₂	0.00000	0.0000	2150	0.00000
MgCl ₂	0.00000	0.0000	2325	0.00000
KCl	0.00000	0.0000	1988	0.00000
Mg(HCO ₃) ₂	0.00000	0.0000	2344.6	0.00000
KBr	0.00000	0.0000	2750	0.00000
KIO ₃	0.00000	0.0000	3890	0.00000
H ₂ O	0.73481	22,155.3123	996	22.24429
Total	1.00000	30,151.1645		25.92901

Menghitung Degree Baume

$$\rho = \frac{\sum \text{Massa}}{\text{Volume}} = \frac{30,151.16}{25.92901} = 1162.83 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{Brine} = \frac{m}{\sum Volume} = \frac{25.92901}{1,162.835} \text{ kg/m}^3$$

Densitas Air pada suhu 30 °C sebesar 995.68 kg/m³ (Geankoplis, Appendix A.2-3)

$$\text{Specific Gravity} = \frac{\rho_{Brine}}{\rho_{Air}} = \frac{1,162.835}{995.68} = 1.1679 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Specific Gravity} = \frac{145}{145 - \text{degrees Baume}}$$

$$1.1679 = \frac{145}{145 - \text{degrees Baume}}$$

$$\text{degrees Baume} = 20.84343$$

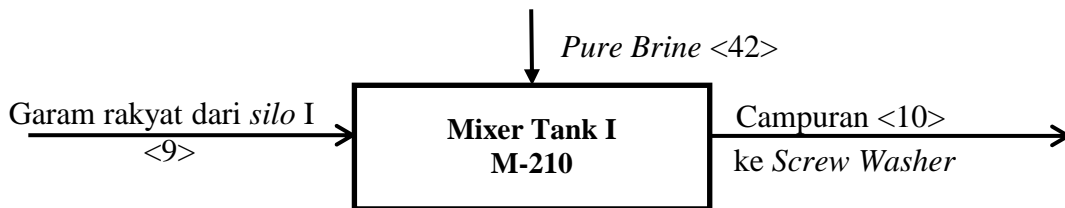
11. Mixer Tank (M-210)

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)

Tabel A.19 Data Solubility Tiap Komponen Pada Suhu 30⁰C

Komponen	Solubility (Kg/Kg H ₂ O)
NaCl	0.3609
CaSO ₄	0.00264
CaCl ₂	1.02
MgCl ₂	0.56
KCl	0.372
Mg(HCO ₃) ₂	0.077
KBr	0.707
KIO ₃	0.103

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

Neraca Massa Total Mixer Tank (M-210)

Neraca Massa Aliran Masuk = Neraca Massa Aliran Keluar
 Aliran <9> + Aliran <36> = Aliran <10>
 21,011.97 kg + 30,151.16 kg = Aliran <10>
 Aliran <10> = 51,163.13 kg

Tabel A.20 Komposisi Aliran <9> dan <42>

Komponen	Densitas (Kg/m ³)	Komposisi Aliran <9>			Komposisi Aliran <36>		
		Fraksi Massa	Massa (Kg)	Volume (m ³ /jam)	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	2,170	0.85284	17,919.93	8.26	0.26519	7,995.85	3.684725
CaSO ₄	2,960	0.00754	158.51	0.05	0.00000	0.00	0
CaCl ₂	2,150	0.00684	143.76	0.07	0.00000	0.00	0
MgCl ₂	2,325	0.01485	312.08	0.13	0.00000	0.00	0
KCl	1,988	0.01240	260.56	0.13	0.00000	0.00	0
Mg(HCO ₃) ₂	2,345	0.00325	68.20	0.03	0.00000	0.00	0
KBr	2,750	0.00296	62.11	0.02	0.00000	0.00	0
KIO ₃	3,890	0.00007	1.57	0.00	0.00000	0.00	0
H ₂ O	996	0.09924	2,085.26	2.09	0.73481	22,155.31	22.24429
Total		1.00000	21011.97	10.79	1.00000	30,151.16	25.92901

Tabel A.21 Neraca Massa Pada Mixer Tank (M-210)

Neraca Massa Mixer Tank (M-210)							
Neraca Massa Aliran Masuk				Neraca Massa Aliran Keluar			
Aliran <9> Garam Rakyat dari Silo I				Aliran <10> Garam menuju Screw Washer			
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa	Komponen	Fraksi	Solubility	Massa
NaCl	0.85284	8.593636	17,919.93	NaCl	0.87240	8.593636	17,919.93
CaSO ₄	0.00754	0.076014	158.51	CaSO ₄	0.00544	0.053574	111.72
CaCl ₂	0.00684	0.06894	143.76	CaCl ₂	0.00350	0.03447	71.88
MgCl ₂	0.01485	0.14966	312.08	MgCl ₂	0.00760	0.07483	156.04
KCl	0.01240	0.124952	260.56	KCl	0.00634	0.062476	130.28
Mg(HCO ₃) ₂	0.00325	0.032705	68.20	Mg(HCO ₃) ₂	0.00166	0.016352	34.10
KBr	0.00296	0.029786	62.11	KBr	0.00151	0.014893	31.06
KIO ₃	0.00007	0.000751	1.57	KIO ₃	0.00004	0.000375	0.78
H ₂ O	0.09924	1	2,085.26	H ₂ O	0.10152	1	2,085.26
Total <9>	1.00000		21,011.97	Total <10>	1.00000		20,541.04
Aliran <36> Brine dari Brine Tank I				Aliran <10> Brine menuju Screw Washer			
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa	Komponen	Fraksi	Solubility	Massa
NaCl	0.26519	0.3609	7,995.85	NaCl	0.26111	0.3609	7,995.85
CaSO ₄	0.00000	0	0.00	CaSO ₄	0.00153	0.002112	46.79
CaCl ₂	0.00000	0	0.00	CaCl ₂	0.00235	0.003244	71.88

MgCl ₂	0.00000	0	0.00	MgCl ₂	0.00510	0.007043	156.04
KCl	0.00000	0	0.00	KCl	0.00425	0.00588	130.28
Mg(HCO ₃) ₂	0.00000	0	0.00	Mg(HCO ₃) ₂	0.00111	0.001539	34.10
KBr	0.00000	0	0.00	KBr	0.00101	0.001402	31.06
KIO ₃	0.00000	0	0.00	KIO ₃	0.00003	3.53E-05	0.78
H ₂ O	0.73481	1	22,155.31	H ₂ O	0.72351	1	22,155.31
Total <42>	1.00000		30,151.16	Total <10>	1.00000		30,622.09
Total Aliran Masuk			51,163.13	Total Aliran Keluar			51,163.13

Tabel A.22 Komposisi *Brine* Pada Aliran <10>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Densitas (Kg/cm ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0.26111	7,995.8522	2,170	3.68472
CaSO ₄	0.00153	46.7920	2,960	0.01581
CaCl ₂	0.00235	71.8787	2,150	0.03343
MgCl ₂	0.00510	156.0400	2,325	0.06711
KCl	0.00425	130.2789	1,988	0.06553
Mg(HCO ₃) ₂	0.00111	34.0987	2,345	0.01454
KBr	0.00101	31.0561	2,750	0.01129
KIO ₃	0.00003	0.7826	3,890	0.00020
H ₂ O	0.72351	22,155.3123	996	22.24429
Total	1.00000	30,622.0915		26.13694

Menghitung Degree Baume

$$\rho_{Brine} = \frac{\sum Massa}{\sum Volume} = \frac{30,622.09}{26.13694} = 1,171.602 \text{ kg/m}^3$$

Densitas Air pada suhu 30 °C sebesar 995.68 kg/m³ (*Geankoplis, Appendix A.2-3*)

$$\text{Specific Gravity} = \frac{\rho_{Brine}}{\rho_{Air}} = \frac{1,171.602}{995.68} = 1.1767 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Specific Gravity} = \frac{145}{145 - \text{degrees Baume}}$$

$$1.1767 = \frac{145}{145 - \text{degrees Baume}}$$

$$\text{degrees Baume} = 21.772$$

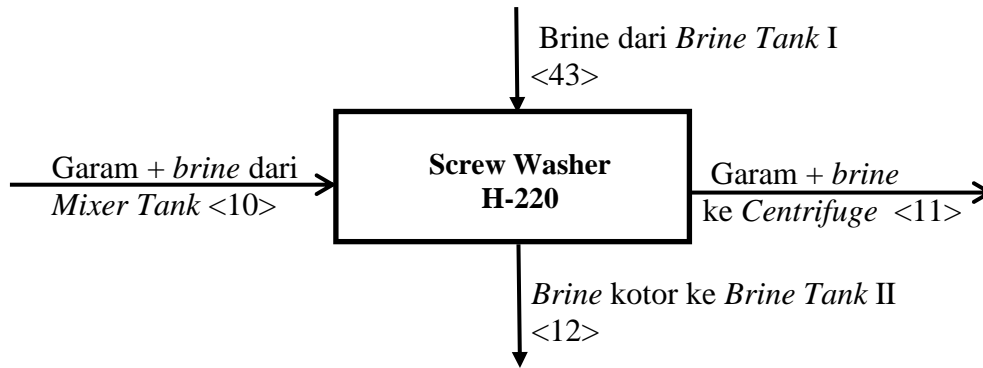
12. Screw Washer (H-220)

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 impuritis larut dalam brine
 3. 0.05 brine terbawa aliran <11>

Tabel A.23 Data Solubility Tiap Komponen Pada Suhu 30⁰C

Komponen	Solubility (Kg/Kg H ₂ O)
NaCl	0.3609
CaSO ₄	0.000264
CaCl ₂	1.02
MgCl ₂	0.56
KCl	0.372
Mg(HCO ₃) ₂	0.077
KBr	0.707
KIO ₃	0.103

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* didalam garam rakyat.

Neraca Massa Total *Screw Washer* (H-220)

$$\begin{aligned} \text{Neraca Massa Aliran Masuk} &= \text{Neraca Massa Aliran Keluar} \\ \text{Aliran } <10> + \text{ Aliran } <43> &= \text{Aliran } <11> + \text{ Aliran } <12> \\ 51,163.13 \text{ kg} + 30,151.16 \text{ kg} &= \text{Aliran } <11> + \text{ Aliran } <12> \\ \text{Aliran } <11> + \text{ Aliran } <12> &= 81,314.30 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <11> dan Aliran <12> :

$$\begin{aligned} \text{Massa NaCl Aliran } <10> \text{ yang terlarut dal} &= 17,919.9328 \text{ kg} \\ \text{Massa NaCl Aliran } <10> \text{ yang terlarut dal} &= 7,995.8522 \text{ kg} \\ \text{Massa NaCl Aliran } <37> \text{ yang terlarut dal} &= 7,995.8522 \text{ kg} \\ \text{Massa NaCl Aliran } <11> \text{ yang terlarut dalam } &= 0.05 \times \text{Massa NaCl Aliran } <10> \text{ dan } <37> \text{ yang terlarut} \\ &\text{dalam } <11> \text{ dan } <12> \text{ dalam } <11> \text{ dan } <12> \text{ dalam } <11> \\ &= 0.05 \times (7,995.8522 \text{ kg} + 7,995.8522 \text{ kg}) \\ &= 799.5852 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Massa NaCl Aliran <12> yang terlarut dalam brine} &= 0.95 \times \text{Massa NaCl Aliran <9> dan <23> yang terlarut dalam brine} \\
&= 0.95 \times (7,995.8522 \text{ kg} + 7,995.8522 \text{ kg}) \\
&= 15,192.1192 \text{ kg} \\
\text{Neraca massa NaCl aliran masuk} &= \text{Neraca massa NaCl aliran keluar} \\
\text{NaCl Aliran <10> + NaCl Aliran <43>} &= \text{NaCl Aliran <1> + NaCl Aliran <12>} \\
25,915.7850 \text{ kg} + 7,995.8522 \text{ kg} &= \text{NaCl Aliran <1> + 15,192.1192 kg} \\
\text{NaCl Aliran <11>} &= 18,719.5181 \text{ kg} \\
\text{Massa NaCl Aliran <11> yang terlarut dalam garam} &= 18,719.5181 \text{ kg} - 799.5852 \text{ kg} \\
&= 17,919.9328 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen CaCl₂ Aliran <11> dan Aliran <12> :

$$\begin{aligned}
\text{Massa CaCl}_2 \text{ Aliran <10> yang terlarut dalam gar} &= 71.8787 \text{ kg} \\
\text{Massa CaCl}_2 \text{ Aliran <10> yang terlarut dalam bri} &= 71.8787 \text{ kg} \\
\text{Massa CaCl}_2 \text{ Aliran <37> yang terlarut dalam bri} &= 0.0000 \text{ kg} \\
\text{Massa CaCl}_2 \text{ Aliran <11> yang terlarut dalam garam} &= 0.05 \times \text{Massa CaCl}_2 \text{ Aliran <10> yang terlarut dalam garam} \\
&= 0.05 \times 71.8787 \text{ kg} \\
&= 3.5939 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Misalnya :

$$\begin{aligned}
\text{Massa CaCl}_2 \text{ Aliran <11> yang terlarut dalam bri} &= A \\
\text{Maka, } A &= 0.05 \times (71.8787 + 0.0000 + (0.95 \times 71.8787)) \\
&= 7.0082 \text{ kg} \\
\text{Massa CaCl}_2 \text{ Aliran <12> yang terlarut dalam bri} &= B \\
\text{Maka, } B &= 0.95 \times (71.8787 + 0.0000 + (0.95 \times 71.8787)) \\
&= 133.1553 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Tabel A.24 Neraca Massa Screw Washer

Neraca Massa Screw Washer (H-220)							
Neraca Massa Aliran Masuk				Neraca Massa Aliran Keluar			
Aliran <10> Garam dari Mixer Tank				Aliran <11> Garam menuju Centrifuge			
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa	Komponen	Fraksi	Solubility	Massa
NaCl	0.87240	8.593636	17,919.93	NaCl	0.89246	8.593636	17,919.93
CaSO ₄	0.00544	0.053574	111.72	CaSO ₄	0.00263	0.025362	52.89
CaCl ₂	0.00350	0.03447	71.88	CaCl ₂	0.00018	0.001723	3.59
MgCl ₂	0.00760	0.07483	156.04	MgCl ₂	0.00039	0.003742	7.80
KCl	0.00634	0.062476	130.28	KCl	0.00032	0.003124	6.51
Mg(HCO ₃) ₂	0.00166	0.016352	34.10	Mg(HCO ₃) ₂	0.00008	0.000818	1.70
KBr	0.00151	0.014893	31.06	KBr	0.00008	0.000745	1.55
KIO ₃	0.00004	0.000375	0.78	KIO ₃	0.00000	0.000019	0.04
H ₂ O	0.10152	1.000000	2,085.26	H ₂ O	0.10385	1.000000	2,085.26

Total <10>	1.00000		20,541.04	Total <11>	1.00000		20,079.28
Aliran <10> Brine dari <i>Mixer Tank</i>				Aliran <11> Brine menuju <i>Centrifuge</i>			
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa	Komponen	Fraksi	Solubility	Massa
NaCl	0.26111	0.36090	7,995.85	NaCl	0.26160	0.360900	799.59
CaSO ₄	0.00153	0.00211	46.79	CaSO ₄	0.00002	0.000422	0.05
CaCl ₂	0.00235	0.00324	71.88	CaCl ₂	0.00229	0.003163	7.01
MgCl ₂	0.00510	0.00704	156.04	MgCl ₂	0.00498	0.006867	15.21
KCl	0.00425	0.00588	130.28	KCl	0.00416	0.005733	12.70
Mg(HCO ₃) ₂	0.00111	0.00154	34.10	Mg(HCO ₃) ₂	0.00109	0.001501	3.32
KBr	0.00101	0.00140	31.06	KBr	0.00099	0.001367	3.03
KIO ₃	0.00003	0.00004	0.78	KIO ₃	0.00002	0.000034	0.08
H ₂ O	0.72351	1.00000	22,155.31	H ₂ O	0.72486	1.000000	2,215.53
Total <10>	1.00000		30,622.09	Total <11>	1.00000		3,056.52
Aliran <37> Brine dari <i>Brine Tank I</i>				Aliran <12> Brine kotor menuju <i>Brine Tank II</i>			
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa	Komponen	Fraksi	Solubility	Massa
NaCl	0.26519	0.36090	7,995.85	NaCl	0.26113	0.36090	15,192.12
CaSO ₄	0.00000	0.00000	0.00	CaSO ₄	0.00181	0.00264	105.57
CaCl ₂	0.00000	0.00000	0.00	CaCl ₂	0.00229	0.00316	133.16
MgCl ₂	0.00000	0.00000	0.00	MgCl ₂	0.00497	0.00687	289.06
KCl	0.00000	0.00000	0.00	KCl	0.00415	0.00573	241.34
Mg(HCO ₃) ₂	0.00000	0.00000	0.00	Mg(HCO ₃) ₂	0.00109	0.00150	63.17
KBr	0.00000	0.00000	0.00	KBr	0.00099	0.00137	57.53
KIO ₃	0.00000	0.00000	0.00	KIO ₃	0.00002	0.00003	1.45
H ₂ O	0.73481	1.00000	22,155.31	H ₂ O	0.72355	1.00000	42,095.09
Total <37>	1.00000		30,151.16	Total <12>	1.00000		58,178.50
Total Aliran Masuk			81,314.30	Total Aliran Keluar			81,314.30

Tabel A.25 Komposisi *Brine* Pada Aliran <12>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Densitas (Kg/cm³)	Volume (m³/jam)
NaCl	0.26113	15,192.1192	2,170	7.00098
CaSO ₄	0.00181	105.5745	2,960	0.03567
CaCl ₂	0.00229	133.1553	2,150	0.06193
MgCl ₂	0.00497	289.0642	2,325	0.12433
KCl	0.00415	241.3417	1,988	0.12140
Mg(HCO ₃) ₂	0.00109	63.1678	2,345	0.02694
KBr	0.00099	57.5313	2,750	0.02092
KIO ₃	0.00002	1.4497	3,890	0.00037
H ₂ O	0.72355	42,095.0933	996	42.26415
Total	1.00000	58,178.4970		49.65669

Menghitung Degree Baume

$$\rho_{Brine} = \frac{\sum Massa}{\sum Volume} = \frac{58,178.50}{49.65669} = 1,171.614 \text{ kg/m}^3$$

Densitas Air pada suhu 30 °C sebesar 995.68 kg/m³ (*Geankoplis, Appendix A.2-3*)

$$\text{Specific Gravity} = \frac{\rho_{Brine}}{\rho_{Air}} = \frac{1,171.614}{995.68} = 1.1767 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Specific Gravity} = \frac{145}{145 - \text{degrees Baume}}$$

$$1.1767 = \frac{145}{145 - \text{degrees Baume}}$$

$$\text{degrees Baume} = 21.774$$

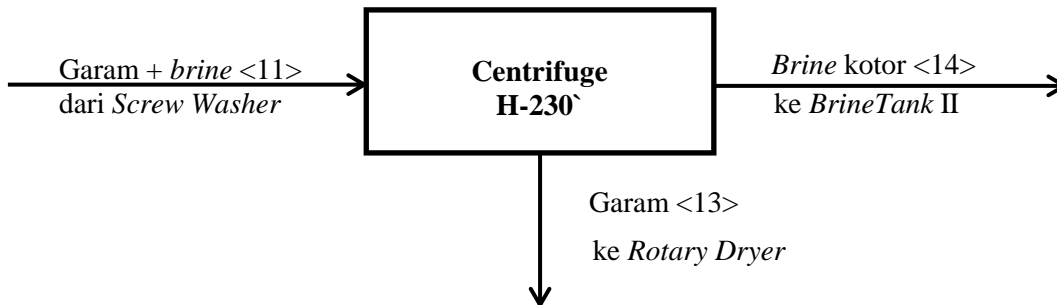
13. Centrifuge (H-230)

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 *centrifuge* sebanyak 5%

Neraca Massa Total Centrifuge (H-230)

Neraca Massa Aliran Masuk = Neraca Massa Aliran Keluar

Aliran <11> = Aliran <13> + Aliran <14>

Aliran <13> + Aliran <14> = 23135.80 Kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <13> dan Aliran <14> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <13> = NaCl Aliran <11> + (0,05 x NaCl Aliran <11> *brine*)

= 17,919.9328 kg + (0.05 x 799.5852 kg)

$$\begin{aligned}
 &= 17,959.9121 \text{ kg} \\
 \text{NaCl Aliran <14>} &= \text{NaCl Aliran <11> brine} \times 0.95 \\
 &= 799.5852 \text{ kg} \times 0.95 \\
 &= 759.6060 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Cara perhitungan neraca massa komponen lain untuk Aliran <13> dan <14> sama seperti cara perhitungan neraca massa komponen NaCl.

Tabel A.26 Neraca Massa pada *Centrifuge* (H-230)

Neraca Massa <i>Centrifuge</i> (H-230)							
Aliran Masuk				Aliran Keluar			
Aliran <11> Garam dari <i>Screw Washer</i>				Aliran <13> Garam menuju <i>Rotary Dryer</i>			
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa	Komponen	Fraksi	Solubility	Massa
NaCl	0.892459	8.59364	17,919.93	NaCl	0.887694	8.59364	17,959.91
CaSO ₄	0.002634	0.02536	52.89	CaSO ₄	0.002614	0.02536	52.89
CaCl ₂	0.000179	0.00172	3.59	CaCl ₂	0.000195	0.00172	3.94
MgCl ₂	0.000389	0.00374	7.80	MgCl ₂	0.000423	0.00374	8.56
KCl	0.000324	0.00312	6.51	KCl	0.000353	0.00312	7.15
Mg(HCO ₃) ₂	0.000085	0.00082	1.70	Mg(HCO ₃) ₂	0.000092	0.00082	1.87
KBr	0.000077	0.00074	1.55	KBr	0.000084	0.00074	1.70
KIO ₃	0.000002	0.00002	0.04	KIO ₃	0.000002	0.00002	0.04
H ₂ O	0.103851	1.00000	2,085.26	H ₂ O	0.108542	1.00000	2,196.03
Total <11>	1.00000		20,079.28	Total <13>	1.00000		20,232.11
Aliran <11> <i>Brine</i> dari <i>Screw Washer</i>				Aliran <14> <i>Brine</i> menuju <i>Brine Tank II</i>			
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa	Komponen	Fraksi	Solubility	Massa
NaCl	0.26160	0.36090	799.59	NaCl	0.26160	0.36090	759.61
CaSO ₄	0.00002	0.00042	0.05	CaSO ₄	0.00002	0.00002	0.04
CaCl ₂	0.00229	0.00316	7.01	CaCl ₂	0.00229	0.00316	6.66
MgCl ₂	0.00498	0.00687	15.21	MgCl ₂	0.00498	0.00687	14.45
KCl	0.00416	0.00573	12.70	KCl	0.00416	0.00573	12.07
Mg(HCO ₃) ₂	0.00109	0.00150	3.32	Mg(HCO ₃) ₂	0.00109	0.00150	3.16
KBr	0.00099	0.00137	3.03	KBr	0.00099	0.00137	2.88
KIO ₃	0.00002	0.00003	0.08	KIO ₃	0.00002	0.00003	0.07
H ₂ O	0.72486	1.00000	2,215.53	H ₂ O	0.72486	1.00000	2,104.75
Total <11>	1.00000		3,056.52	Total <14>	1.00000		2,903.69
Total Aliran Masuk			23,135.80	Total Aliran Keluar			23,135.80

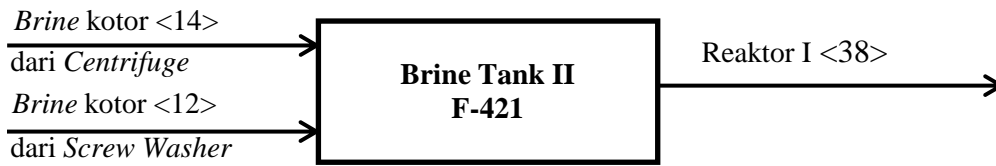
14. *Brine Tank II* (F-421)

Fungsi : Sebagai tangki penampungan sementara *brine* kotor dari *Centrifuge* dan *Screw Washer*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (Konsumsi = Generasi = 0)

Neraca Massa Total Brine Tank II (F-421) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar
 Aliran <12> + Aliran <14> = Aliran <38>
 58,178.4970 kg + 2,903.6906 kg = Aliran <38>
 Aliran <38> = 61,082.1876 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <38> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar
 NaCl Aliran <12> + NaCl Aliran <14> = NaCl Aliran <38>
 15,192.1192 kg + 759.6060 kg = NaCl Aliran <38>
 NaCl Aliran <38> = 15,951.7251 kg

Tabel A.27 Neraca Massa pada Brine Tank II (F-421)

Neraca Massa Brine Tank II (F-421)							
Aliran Masuk				Aliran Keluar			
Aliran <12> Brine dari Screw Washer				Aliran <38> Brine menuju Reaktor I			
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa	Komponen	Fraksi	Solubility	Massa
NaCl	0.261129	0.360900	15192.12	NaCl	0.26	0.360900	15,951.73
CaSO ₄	0.001815	0.002640	105.57	CaSO ₄	0.00	0.002640	105.62
CaCl ₂	0.002289	0.003163	133.16	CaCl ₂	0.00	0.003163	139.81
MgCl ₂	0.004969	0.006867	289.06	MgCl ₂	0.00	0.006867	303.52
KCl	0.004148	0.005733	241.34	KCl	0.00	0.005733	253.41
Mg(HCO ₃) ₂	0.001086	0.001501	63.17	Mg(HCO ₃) ₂	0.00	0.001501	66.33
KBr	0.000989	0.001367	57.53	KBr	0.00	0.001367	60.41
KIO ₃	0.000025	0.000034	1.45	KIO ₃	0.00	0.000034	1.52
H ₂ O	0.723551	1.000000	42095.09	H ₂ O	0.72	1.000000	44,199.85
Total <12>	1.00000		58,178.50	Total <38>	1.00000		61,082.19
Aliran <14> Brine dari Centrifuge							
Komponen	Fraksi	Solubility	Massa				
NaCl	0.26160	0.36090	759.61				
CaSO ₄	0.00002	0.00002	0.04				
CaCl ₂	0.00229	0.00316	6.66				

MgCl ₂	0.00498	0.00687	14.45
KCl	0.00416	0.00573	12.07
Mg(HCO ₃) ₂	0.00109	0.00150	3.16
KBr	0.00099	0.00137	2.88
KIO ₃	0.00002	0.00003	0.07
H ₂ O	0.72486	1.00000	2104.75
Total <14>	1.00000		2,903.69
Total Aliran Masuk		61,082.19	Total Aliran Keluar
			61,082.19

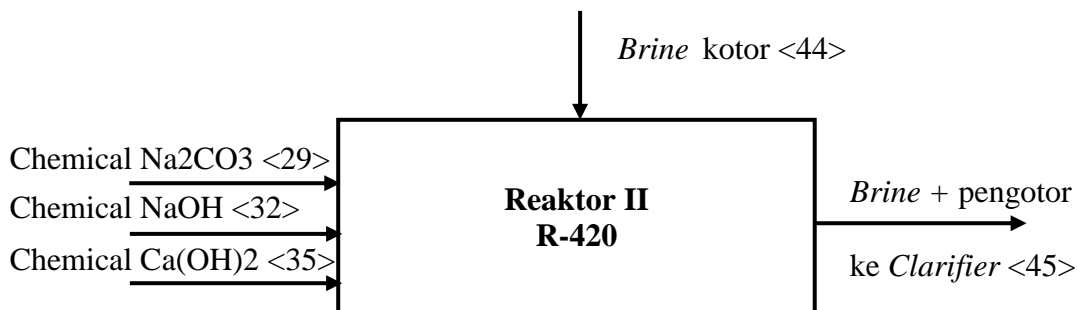
15. Reaktor II (R-420)

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

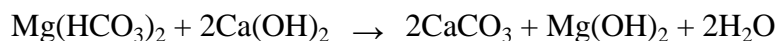
Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C



Reaksi Koagulasi



Tabel A.28 Berat Molekul Komponen

Komponen	Berat Molekul (Kg/Kgmol)
NaCl	58.4428
CaSO ₄	136.1406
CaCl ₂	110.9840

Tabel A.29 Data Solubility Komponen Suhu 30°C

Komponen	Solubility (Kg/Kg H ₂ O)	Fraksi Massa
NaCl	0.3609	0.2652
CaSO ₄	0.264	0.2089
CaCl ₂	1.02	0.5050
MgCl ₂	0.56	0.3590

MgCl ₂	95.2110
KCl	74.5513
Mg(HCO ₃) ₂	146.3387
KBr	119.0023
KIO ₃	214.0010
H ₂ O	18.0153
NaOH	40.0000
Na ₂ CO ₃	105.9900
CaCO ₃	100.0900
Mg(OH) ₂	58.3200
Ca(OH) ₂	74.0930

NaOH	1.19	0.5434
Na ₂ CO ₃	0.397	0.2842
Ca(OH) ₂	0.002	0.0017

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

Komponen	Massa (Kg)	Mol (Kgmol)
CaSO ₄	105.61895	0.77581
CaCl ₂	139.81309	1.25976
MgCl ₂	303.51738	3.18784
Mg(HCO ₃) ₂	66.32617	0.45324

Reaksi Koagulasi I

	MgCl ₂	+	2 NaOH	→	Mg(OH) ₂	+	2 NaCl
m	3.18784		6.375679		-		-
r	3.18784		6.375679		3.18784		6.375679
s	0.00000		0		3.18784		6.375679

a. Perhitungan kebutuhan NaOH untuk mereaksikan MgCl₂ :

$$\begin{aligned} \text{Mol NaOH} &= 6.375679 \text{ kgmol} \\ \text{Massa NaOH} &= n \text{ NaOH} \times \text{BM NaOH} \\ &= 6.375679 \text{ kgmol} \times 40.00 \text{ kg/kgmol} \\ &= 255.0272 \text{ kg} \end{aligned}$$

b. Perhitungan MgCl₂ yang bereaksi :

$$\begin{aligned} \text{Mol MgCl}_2 &= 3.1878 \text{ kgmol} \\ \text{Massa MgCl}_2 &= n \text{ MgCl}_2 \times \text{BM MgCl}_2 \\ &= 3.1878 \text{ kgmol} \times 95.211 \text{ kg/kgmol} \\ &= 303.5174 \text{ kg} \end{aligned}$$

Reaksi Koagulasi II

	Mg(HCO ₃) ₂	+	2Ca(OH) ₂	→	2CaCO ₃	+	Mg(OH) ₂	+	2H ₂ O
m	0.45324		0.90647		-		-		-

r	0.45324	0.90647	0.90647	0.45324	0.90647
s	0.00000	0.00000	0.90647	0.45324	0.90647

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

$$\begin{aligned} \text{Mol Ca(OH)}_2 &= 0.90647 \text{ kgmol} \\ \text{Massa Ca(OH)}_2 &= n \text{ Mg(OH)}_2 \times \text{BM Ca(OH)}_2 \\ &= 0.90647 \text{ kgmol} \times 74.093 \text{ kg/kgmol} \\ &= 67.16344 \text{ kg} \end{aligned}$$

d. Perhitungan Mg(HCO)_3 yang bereaksi :

$$\begin{aligned} \text{Mol Mg(HCO)}_3 &= 0.45324 \text{ kgmol} \\ \text{Massa Mg(HCO)}_3 &= n \text{ Mg(HCO)}_3 \times \text{BM Mg(HCO)}_3 \\ &= 0.45324 \text{ kgmol} \times 146.34 \text{ kg/kgmol} \\ &= 66.32617 \text{ kg} \end{aligned}$$

e. Perhitungan H_2O yang terbentuk :

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O} &= 0.90647 \text{ kgmol} \\ \text{Massa H}_2\text{O} &= n \text{ H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 0.90647 \text{ kgmol} \times 18.02 \text{ kg/kgmol} \\ &= 16.3304 \text{ kg} \end{aligned}$$

f. Perhitungan Mg(OH)_2 yang terbentuk :

$$\begin{aligned} n \text{ Mg(OH)}_2 \text{ yang terbentuk pada reaksi} &= 3.1878 \text{ kgmol} \\ n \text{ Mg(OH)}_2 \text{ yang terbentuk pada reaksi} &= 0.4532 \text{ kgmol} \\ \text{Total } n \text{ Mg(OH)}_2 &= 3.1878 \text{ kgmol} + 0.4532 \text{ kgmol} \\ &= 3.6411 \text{ kgmol} \\ \text{Massa Mg(OH)}_2 &= n \text{ Mg(OH)}_2 \times \text{BM Mg(OH)}_2 \\ &= 3.6411 \text{ kgmol} \times 58.3200 \text{ kg/kgmol} \\ &= 212.3476 \text{ kg} \end{aligned}$$

Reaksi Koagulasi III

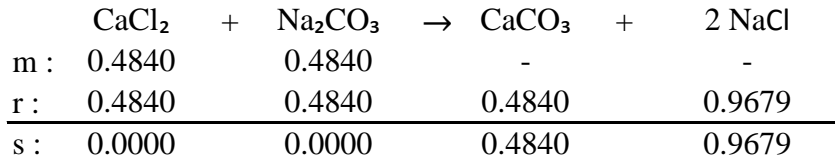
	CaSO_4	+	Na_2CO_3	\rightarrow	CaCO_3	+	Na_2SO_4
m	0.77581		0.77581		-		-
r	0.77581		0.77581		0.77581		0.77581
s	0.00000		0.00000		0.77581		0.77581

	CaCl_2	+	Na_2SO_4	\rightarrow	CaSO_4	+	2 NaCl
m	1.25976		0.77581		-		-
r	0.77581		0.77581		0.77581		1.551616
s	0.48395		0.00000		0.77581		1.551616

g. Massa CaSO_4 yang terbentuk

$$\begin{aligned}
\text{Mol CaSO}_4 &= 0.77581 \text{ kgmol} \\
\text{Massa CaSO}_4 &= n \text{ CaSO}_4 \quad \times \quad \text{BM CaSO}_4 \\
&= 0.77581 \text{ kgmol} \times 136.1 \text{ kg/kgmol} \\
&= 105.6189 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Reaksi Koagulasi IV :



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

$$\begin{aligned}
n \text{ CaCl}_2 &= 1.2598 \text{ kgmol} \\
\text{Massa CaCl}_2 &= n \text{ CaCl}_2 \quad \times \quad \text{BM CaCl}_2 \\
&= 1.2598 \text{ kgmol} \times 110.9840 \text{ kg/kgmol} \\
&= 139.8131 \text{ kg}
\end{aligned}$$

i. Perhitungan kebutuhan Na_2CO_3 untuk mereaksikan CaSO_4 dan CaCl_2

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan } n \text{ Na}_2\text{CO}_3 \text{ pada reaksi} &= 0.7758 \text{ kgmol} \\
\text{Kebutuhan } n \text{ Na}_2\text{CO}_3 \text{ pada reaksi} &= 0.4840 \text{ kgmol} \\
\text{Total } n \text{ Na}_2\text{CO}_3 &= 0.7758 \text{ kgmol} + 0.4840 \text{ kgmol} \\
&= 1.2598 \text{ kgmol} \\
\text{Massa Na}_2\text{CO}_3 &= n \text{ Na}_2\text{CO}_3 \quad \times \quad \text{BM Na}_2\text{CO}_3 \\
&= 1.2598 \text{ kgmol} \times 105.990 \text{ kg/kgmol} \\
&= 133.5219 \text{ kg}
\end{aligned}$$

j. Perhitungan CaCO_3 yang terbentuk :

$$\begin{aligned}
n \text{ CaCO}_3 \text{ yang terbentuk pada reaksi} &= 0.9065 \text{ kgmol} \\
n \text{ CaCO}_3 \text{ yang terbentuk pada reaksi} &= 0.7758 \text{ kgmol} \\
n \text{ CaCO}_3 \text{ yang terbentuk pada reaksi} &= 0.4840 \text{ kgmol} \\
\text{Total } n \text{ CaCO}_3 &= 0.9065 + 0.7758 + 0.4840 \\
&= 2.1662 \text{ kgmol} \\
\text{Massa CaCO}_3 &= n \text{ CaCO}_3 \quad \times \quad \text{BM CaCO}_3 \\
&= 2.1662 \text{ kgmol} \times 100.0900 \text{ kg/kgmol} \\
&= 216.8183 \text{ kg}
\end{aligned}$$

k. Perhitungan NaCl yang terbentuk :

$$\begin{aligned}
n \text{ NaCl} \text{ yang terbentuk pada reaksi} &= 6.3757 \text{ kgmol} \\
n \text{ NaCl} \text{ yang terbentuk pada reaksi} &= 1.5516 \text{ kgmol} \\
n \text{ NaCl} \text{ yang terbentuk pada reaksi} &= 0.9679 \text{ kgmol} \\
\text{Total } n \text{ NaCl} &= 6.3757 + 1.5516 + 0.9679
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa NaCl} &= 8.8952 \text{ kgmol} \\
 &= n \text{ NaCl} \quad \times \text{ BM NaCl} \\
 &= 8.8952 \text{ kgmol} \times 58.4428 \text{ kg/kgmol} \\
 &= 519.8599 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel A.30 Neraca Massa Reaktor II (R-420)

Neraca Massa Reaktor II (R-420)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <44> <i>Brine</i> kotor dari <i>Brine Tank II</i>			Aliran <45> <i>Brine</i> menuju <i>Clarifier</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.26115	15,951.725	NaCl	0.261	15,951.725
CaSO ₄	0.00173	105.619	CaSO ₄	0.000	0.000
CaCl ₂	0.00229	139.813	CaCl ₂	0.000	0.000
MgCl ₂	0.00497	303.517	MgCl ₂	0.000	0.000
KCl	0.00415	253.409	KCl	0.000	0.000
Mg(HCO ₃) ₂	0.00109	66.326	Mg(HCO ₃) ₂	0.000	0.000
KBr	0.00099	60.408	KBr	0.000	0.000
KIO ₃	0.00002	1.522	KIO ₃	0.000	0.000
H ₂ O	0.72361	44,199.848	H ₂ O	0.724	44,199.848
NaOH	0.00000	0.000	NaOH	0.000	0.000
Na ₂ CO ₃	0.00000	0.000	Na ₂ CO ₃	0.000	0.000
CaCO ₃	0.00000	0.000	CaCO ₃	0.000	0.000
Mg(OH) ₂	0.00000	0.000	Mg(OH) ₂	0.000	0.000
Ca(OH) ₂	0.00000	0.000	Ca(OH) ₂	0.000	0.000
Total <44>	1.00000	61,082.188	Total <45>	0.9848	60,151.573
Aliran <29> Chemical Na ₂ CO ₃ , Aliran <32> Chemical NaOH, Aliran <35> Chemical Ca(OH) ₂			Aliran <45> Pengotor menuju <i>Clarifier</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.000	0.000	NaCl	0.000	519.860
CaSO ₄	0.000	0.000	CaSO ₄	0.000	105.619
CaCl ₂	0.000	0.000	CaCl ₂	0.000	0.000
MgCl ₂	0.000	0.000	MgCl ₂	0.000	0.000
KCl	0.000	0.000	KCl	0.004	253.409
Mg(HCO ₃) ₂	0.000	0.000	Mg(HCO ₃) ₂	0.000	0.000
KBr	0.000	0.000	KBr	0.001	60.408
KIO ₃	0.000	0.000	KIO ₃	0.000	1.522
H ₂ O	0.000	0.000	H ₂ O	0.000	16.330
NaOH	0.000	255.027	NaOH	0.000	0.000
Na ₂ CO ₃	0.000	133.522	Na ₂ CO ₃	0.000	0.000
CaCO ₃	0.000	0.000	CaCO ₃	0.000	216.818

Mg(OH) ₂	0.000	0.000	Mg(OH) ₂	0.000	212.348
Ca(OH) ₂	0.000	67.163	Ca(OH) ₂	0.000	0.000
Total <29>	0.00000	455.712	Total <45>	0.00516	1,386.314
Total Aliran Masuk	61,537.900		Total Aliran Keluar	61,537.887	

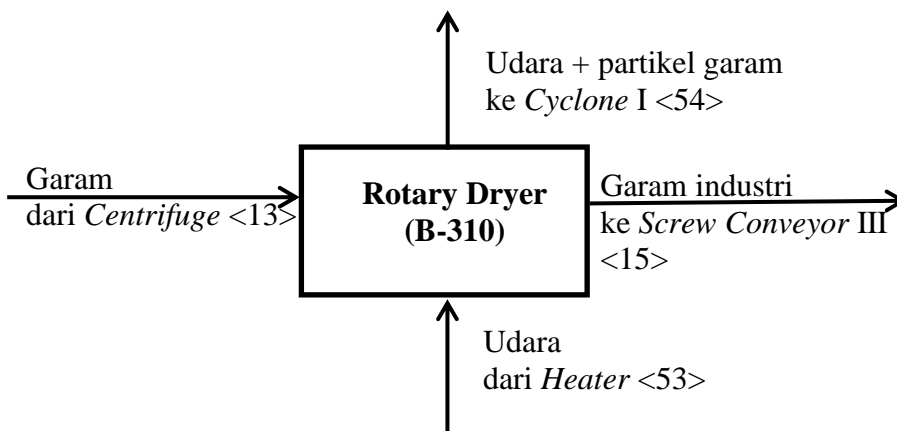
16. Rotary Dryer (B-310)

Fungsi : Mengurangi kadar H₂O 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 H₂O maksimal 1%.
 3. Material yang terbawa oleh udara pemanas sebesar 1% dari total *flowrate* Aliran <13>.
 4. Proses secara adiabatik.

Dari Appendix B, didapatkan data sebagai berikut.

Humidity udara masuk (H) = 0.0210 kg H₂O/kg *dry air*

Neraca Massa Total Rotary Dryer (B-310) :

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa aliran masuk} &= \text{Neraca massa aliran keluar} \\
 \text{Aliran <13>} + \text{Aliran <53>} &= \text{Aliran <15>} + \text{Aliran <54>} \\
 20,232.1086 \text{ kg} + 95,200.1776 \text{ kg} &= \text{Aliran <15>} + \text{Aliran <54>} \\
 115,432.2862 \text{ kg} &= \text{Aliran <15>} + \text{Aliran <54>}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <15> dan Aliran <54> :

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa NaCl aliran masuk} &= \text{Neraca massa NaCl aliran keluar} \\
 \text{NaCl Aliran <13>} + \text{NaCl Aliran <53>} &= \text{NaCl Aliran <15>} + \text{NaCl Aliran <54>}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NaCl Aliran } \langle 13 \rangle + (0 \times \text{NaCl Aliran } \langle 53 \rangle) &= (0,99 \times \text{NaCl Aliran } \langle 13 \rangle + \text{NaCl Aliran } \langle 54 \rangle) \\ \text{NaCl Aliran } \langle 13 \rangle &= (0,99 \times \text{NaCl Aliran } \langle 13 \rangle + \text{NaCl Aliran } \langle 54 \rangle) \\ \text{NaCl Aliran } \langle 54 \rangle &= (1 - 0,99) \times \text{NaCl Aliran } \langle 13 \rangle \\ &= 0,01 \times \text{NaCl Aliran } \langle 13 \rangle \\ &= 0,01 \times 17,959.9121 \text{ kg} \\ &= 179.5991 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NaCl Aliran } \langle 13 \rangle + \text{NaCl Aliran } \langle 53 \rangle &= \text{NaCl Aliran } \langle 15 \rangle + \text{NaCl Aliran } \langle 54 \rangle \\ (17,959.9121 + 0.0000) \text{ kg} &= \text{NaCl Aliran } \langle 15 \rangle + 179.5991 \text{ kg} \\ \text{NaCl Aliran } \langle 15 \rangle &= 17,780.3130 \text{ kg} \end{aligned}$$

Perhitungan Massa H₂O pada Aliran <53> dan Aliran <54> :

$$\text{H}_2\text{O pada Aliran } \langle 53 \rangle = H_1 \times G \quad (\text{Geankoplis 3}^{\text{th}} \text{ ed., 1983})$$

Dimana, nilai G didapatkan dari perhitungan neraca energi Appendix B.

Maka, didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O pada Aliran } \langle 53 \rangle &= 0.0210 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg dry air} \times 93,240.4265 \text{ kg dry air} \\ &= 1959.7511 \text{ kg H}_2\text{O} \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{O pada Aliran } \langle 54 \rangle = H_2 \times G \quad (\text{Geankoplis 3}^{\text{th}} \text{ ed., 1983})$$

Dimana, nilai H₂ dan G didapatkan dari perhitungan neraca energi Appendix B.

Maka, didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O pada Aliran } \langle 48 \rangle &= 0.04474 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg dry air} \times 93,240.4265 \text{ kg dry air} \\ &= 4,171.5620 \text{ kg H}_2\text{O} \end{aligned}$$

Tabel A.31 Neraca Massa Pada Rotary Dryer (B-310)

Neraca Massa Rotary Dryer (B-310)					
Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <13> Garam dari <i>Centrifuge</i>			Aliran <15> Garam Industri menuju <i>Screw Conveyor III</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.8877	17,959.9121	NaCl	0.9858	17,780.3130
CaSO ₄	0.0026	52.8894	CaSO ₄	0.0029	52.3605
CaCl ₂	0.0002	3.9443	CaCl ₂	0.0002	3.9049
MgCl ₂	0.0004	8.5627	MgCl ₂	0.0005	8.4771
KCl	0.0004	7.1491	KCl	0.0004	7.0776
Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	1.8712	Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	1.8525
KBr	0.0001	1.7042	KBr	0.0001	1.6872
KIO ₃	0.0000	0.0429	KIO ₃	0.0000	0.0425
H ₂ O	0.1085	2,196.0327	H ₂ O	0.0100	180.3608
Total <13>	1.0000	20,232.1086	Total <15>	1.0000	18,036.0759
Aliran <53> Udara dari <i>Heater</i>			Aliran <54> Udara + partikel garam menuju <i>Cyclone I</i>		

Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.0000	0.0000	NaCl	0.0019	179.5991
CaSO ₄	0.0000	0.0000	CaSO ₄	0.0000	0.5289
CaCl ₂	0.0000	0.0000	CaCl ₂	0.0000	0.0394
MgCl ₂	0.0000	0.0000	MgCl ₂	0.0000	0.0856
KCl	0.0000	0.0000	KCl	0.0000	0.0715
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0000	Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0187
KBr	0.0000	0.0000	KBr	0.0000	0.0170
KIO ₃	0.0000	0.0000	KIO ₃	0.0000	0.0004
H ₂ O	0.0206	1,959.7511	H ₂ O	0.0211	2,017.4755
Udara	0.9794	93,240.4265	Udara	0.9770	93,240.4265
Total <53>	1.0000	95,200.1776	Total <54>	1.0000	95,438.2628
Total Aliran Masuk		113,474.3387	Total Aliran Keluar		113,474.3387

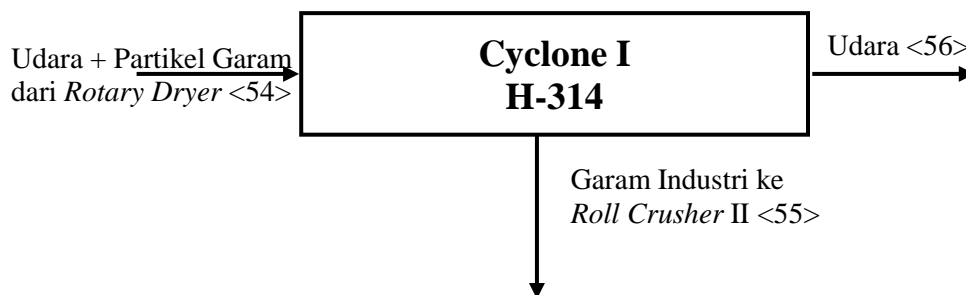
17. Cyclone I (H-314)

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

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C



Asumsi : 1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0)
2. Padatan garam yang dipisahkan dari udara atau efisiensi *cyclone* sebesar 95%

Neraca Massa Total Cyclone I (H-314) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar
 Aliran <54> = Aliran <55> + Aliran <56>
 95,438.2628 kg = Aliran <55> + Aliran <56>

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <55> dan Aliran <56> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar
 NaCl Aliran <54> = NaCl Aliran <55> + NaCl Aliran <56>
 NaCl Aliran <54> = (0,95 x NaCl Aliran <54>) + NaCl Aliran <56>
 NaCl Aliran <56> = (1 - 0,95) x NaCl Aliran <54>
 NaCl Aliran <56> = 0,05 x NaCl Aliran <54>

$$\begin{aligned} \text{NaCl Aliran <56>} &= 0.05 \times 179.5991 \text{ kg} \\ \text{NaCl Aliran <56>} &= 8.9800 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NaCl Aliran <54>} &= \text{NaCl Aliran <55>} + \text{NaCl Aliran <56>} \\ 179.5991 \text{ kg} &= \text{NaCl Aliran <55>} + 8.9800 \text{ kg} \\ \text{NaCl Aliran <55>} &= 170.6192 \text{ kg} \end{aligned}$$

Perhitungan neraca massa komponen lainnya selain komponen udara dihitung dengan cara yang sama seperti cara di atas.

Neraca Massa Komponen Udara Aliran <55> dan <56> :

Neraca massa udara aliran masuk = Neraca massa udara aliran keluar

Dimana, tidak ada aliran udara yang terikut oleh partikel garam ke *Roll Crusher II*.

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, udara Aliran <55>} &= 0 \text{ kg} \\ \text{Udara Aliran <54>} &= \text{Udara Aliran <55>} + \text{Udara Aliran <56>} \\ \text{Udara Aliran <54>} &= 0 \text{ kg} + \text{Udara Aliran <56>} \\ \text{Udara Aliran <54>} &= \text{Udara Aliran <56>} \\ \text{Udara Aliran <56>} &= 93,240.4265 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel A.32 Neraca Massa Pada *Cyclone I (H-314)*

Neraca Massa Cyclone I (H-314)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <54> Udara + partikel dari Rotary Dryer			Aliran <56> Udara		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.0019	179.5991	NaCl	0.0001	8.9800
CaSO ₄	0.0000	0.5289	CaSO ₄	0.0000	0.0264
CaCl ₂	0.0000	0.0394	CaCl ₂	0.0000	0.0020
MgCl ₂	0.0000	0.0856	MgCl ₂	0.0000	0.0043
KCl	0.0000	0.0715	KCl	0.0000	0.0036
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0187	Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0009
KBr	0.0000	0.0170	KBr	0.0000	0.0009
KIO ₃	0.0000	0.0004	KIO ₃	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.0211	2017.4755	H ₂ O	0.0201	1,916.6018
Udara	0.9770	93240.4265	Udara	0.9798	93,240.4265
Total <54>	1.0000	95438.2628	Total <56>	1.0000	95,166.0463
			Aliran <55> Partikel garam menuju <i>Roll Crusher II</i>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
			NaCl	0.6268	170.6192
			CaSO ₄	0.0018	0.5024
			CaCl ₂	0.0001	0.0375

		MgCl ₂	0.0003	0.0813
		KCl	0.0002	0.0679
		Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	0.0178
		KBr	0.0001	0.0162
		KIO ₃	0.0000	0.0004
		H ₂ O	0.3706	100.8738
		Udara	0.0000	0.0000
		Total <55>	1.0000	272.2165
Total Aliran Masuk	95,438.2628	Total Aliran Keluar	95,438.2628	

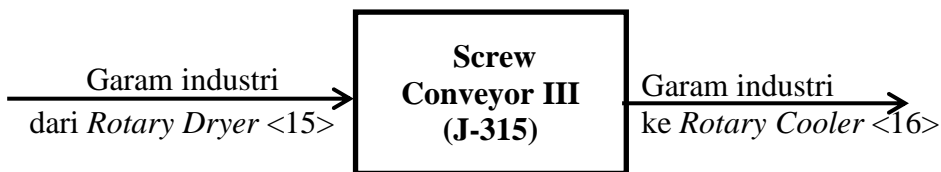
18. *Screw Conveyor III (J-315)*

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 III (J-315)* :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <15> = Aliran <16>

Aliran <16> = 18,036.0759 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <16> :

Neraca massa NaCl aliran mas = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <15> = NaCl Aliran <16>

NaCl Aliran <16> = 17,780.3130 kg

Tabel A.33 Neraca Massa Pada *Screw Conveyor III (J-315)*

Neraca Massa <i>Screw Conveyor III (J-315)</i>					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <15> Garam industri dari <i>Rotary Dryer</i>			Aliran <16> Garam industri menuju <i>Rotary Cooler</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.98582	17,780.3130	NaCl	0.98582	17,780.3130
CaSO ₄	0.00290	52.3605	CaSO ₄	0.00290	52.3605
CaCl ₂	0.00022	3.9049	CaCl ₂	0.00022	3.9049

MgCl ₂	0.00047	8.4771	MgCl ₂	0.00047	8.4771
KCl	0.00039	7.0776	KCl	0.00039	7.0776
Mg(HCO ₃) ₂	0.00010	1.8525	Mg(HCO ₃) ₂	0.00010	1.8525
KBr	0.00009	1.6872	KBr	0.00009	1.6872
KIO ₃	0.00000	0.0425	KIO ₃	0.00000	0.0425
H ₂ O	0.01000	180.3608	H ₂ O	0.01000	180.3608
Total <15>	1.00000	18,036.0759	Total <16>	1.00000	18,036.0759
Total Aliran Masuk		18,036.0759	Total Aliran Keluar		18,036.0759

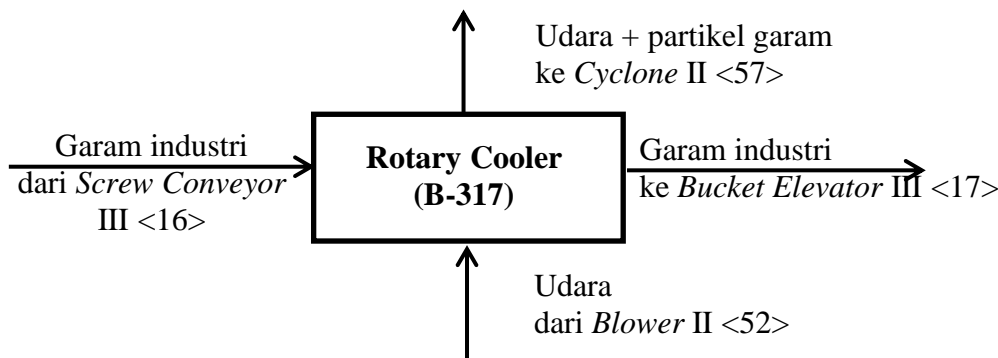
19. Rotary Cooler (B-317)

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 <16>.
 3. Diharapkan H₂O yang terdapat dalam Aliran <16> hanya 1 % terikut oleh Aliran <17>.
 4. Proses secara adiabatik.

Neraca Massa Total Rotary Cooler (B-317) :

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa aliran masuk} &= \text{Neraca massa aliran keluar} \\
 \text{Aliran <16> + Aliran <52>} &= \text{Aliran <17> + Aliran <57>} \\
 18,036.08 \text{ kg} + 32,732.14 \text{ kg} &= \text{Aliran <17> + Aliran <57>} \\
 50,768.2124 \text{ kg} &= \text{Aliran <17> + Aliran <57>}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <17> dan Aliran <57> :

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa NaCl aliran masuk} &= \text{Neraca massa NaCl aliran keluar} \\
 \text{NaCl Aliran <16> + NaCl Aliran <52>} &= \text{NaCl Aliran <17> + NaCl Aliran <57>} \\
 \text{NaCl Aliran <16> + (0xNaCl Aliran <52>)} &= (0,99 \times \text{NaCl Aliran <16>}) + \text{NaCl Aliran <57>}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{NaCl Aliran <16>} &= (0,99 \times \text{NaCl Aliran <16>}) + \text{NaCl Aliran <57>} \\
 \text{NaCl Aliran <57>} &= (1 - 0,99) \times \text{NaCl Aliran <16>} \\
 &= 0,01 \times \text{NaCl Aliran <16>} \\
 &= 0,01 \times 17,780.3130 \text{ kg} \\
 &= 177.8031 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{NaCl Aliran <16>} + \text{NaCl Aliran <52>} &= \text{NaCl Aliran <17>} + \text{NaCl Aliran <57>} \\
 (17,780.3130 + 0,0000) \text{ kg} &= \text{NaCl Aliran <17>} + 177.8031 \text{ kg} \\
 \text{NaCl Aliran <17>} &= 17,602.5099 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Massa H₂O pada Aliran <52> dan Aliran <57> :

$$\text{H}_2\text{O pada Aliran <52> = H_1 \times G \quad (\text{Geankoplis 3}^{\text{th}} \text{ ed., 1983})$$

Dimana, nilai G didapatkan dari perhitungan neraca energi Appendix B.

Maka, didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O pada Aliran <52>} &= 0,021 \text{ kg H}_2\text{O / kg dry air} \times 32,058.3264 \text{ kg dry air} \\
 &= 673.8101 \text{ kg H}_2\text{O}
 \end{aligned}$$

Karena asumsi H₂O dalam udara yang terbawa oleh produk garam hanya 1%, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O pada Aliran <57>} &= (1-0,01) \times \text{H}_2\text{O pada Aliran <52>} \\
 &= 0,99 \times 673.8101 \text{ kg} \\
 &= 667.0720 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel A.34 Neraca Massa Pada Rotary Cooler (B-317)

Neraca Massa Rotary Cooler (B-317)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <16> Garam Industri dari <i>Screw Conveyor III</i>			Aliran <17> Garam Industri menuju <i>Bucket Elevator III</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.9858	17,780.3130	NaCl	0.9858	17,602.5099
CaSO ₄	0.0029	52.3605	CaSO ₄	0.0029	51.8369
CaCl ₂	0.0002	3.9049	CaCl ₂	0.0002	3.8659
MgCl ₂	0.0005	8.4771	MgCl ₂	0.0005	8.3923
KCl	0.0004	7.0776	KCl	0.0004	7.0068
Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	1.8525	Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	1.8339
KBr	0.0001	1.6872	KBr	0.0001	1.6703
KIO ₃	0.0000	0.0425	KIO ₃	0.0000	0.0421
H ₂ O	0.0100	180.3608	H ₂ O	0.0100	178.5572
Total <16>	1.0000	18,036.0759	Total <17>	1.0000	17,855.7151
Aliran <52> Udara dari <i>Blower II</i>			Aliran <57> Udara + partikel garam menuju <i>Cyclone II</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.0000	0.0000	NaCl	0.0054	177.8031
CaSO ₄	0.0000	0.0000	CaSO ₄	0.0000	0.5236

CaCl ₂	0.0000	0.0000	CaCl ₂	0.0000	0.0390
MgCl ₂	0.0000	0.0000	MgCl ₂	0.0000	0.0848
KCl	0.0000	0.0000	KCl	0.0000	0.0708
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0000	Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0185
KBr	0.0000	0.0000	KBr	0.0000	0.0169
KIO ₃	0.0000	0.0000	KIO ₃	0.0000	0.0004
H ₂ O	0.0206	673.8101	H ₂ O	0.0205	675.6137
Udara	0.9794	32,058.3264	Udara	0.9740	32,058.3264
Total <52>	1.0000	32,732.1365	Total <57>	1.0000	32,912.4973
Total Aliran Masuk		50,768.2124	Total Aliran Keluar		50,768.2124

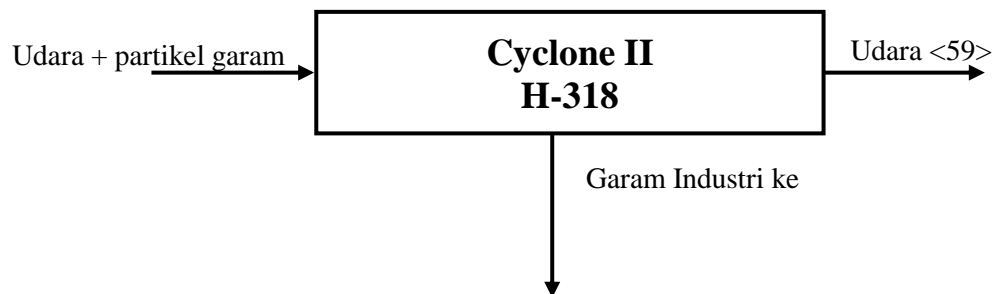
20. Cyclone II (H-318)

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

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C



Asumsi : 1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0)
2. Padatan garam yang dipisahkan dari udara atau efisiensi *cyclone* sebesar 95%

Neraca Massa Total Cyclone II (H-318) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <57> = Aliran <58> + Aliran <59>

32,912.4973 kg = Aliran <58> + Aliran <59>

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <58> dan Aliran <59> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <57> = NaCl Aliran <58> + NaCl Aliran <59>

NaCl Aliran <57> = (0,95 x NaCl Aliran <57>) + NaCl Aliran <59>

NaCl Aliran <59> = (1 - 0,95) x NaCl Aliran <57>

NaCl Aliran <59> = 0,05 x NaCl Aliran <57>

NaCl Aliran <59> = 0,05 x 177.8031 kg

$$\text{NaCl Aliran } \langle 59 \rangle = 8.8902 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{NaCl Aliran } \langle 57 \rangle &= \text{NaCl Aliran } \langle 58 \rangle + \text{NaCl Aliran } \langle 59 \rangle \\ 177.8031 \text{ kg} &= \text{NaCl Aliran } \langle 58 \rangle + 8.8902 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{NaCl Aliran } \langle 58 \rangle = 168.9130 \text{ kg}$$

Perhitungan neraca massa komponen lainnya selain komponen udara dihitung dengan cara yang sama seperti cara di atas.

Neraca Massa Komponen Udara Aliran <58> dan <59> :

Neraca massa udara aliran masuk = Neraca massa udara aliran keluar

Dimana, tidak ada aliran udara yang terikut oleh partikel garam ke *Roll Crusher II*.

$$\text{Sehingga, udara Aliran } \langle 58 \rangle = 0 \text{ kg}$$

$$\text{Udara Aliran } \langle 57 \rangle = \text{Udara Aliran } \langle 58 \rangle + \text{Udara Aliran } \langle 59 \rangle$$

$$\text{Udara Aliran } \langle 57 \rangle = 0 \text{ kg} + \text{Udara Aliran } \langle 59 \rangle$$

$$\text{Udara Aliran } \langle 57 \rangle = \text{Udara Aliran } \langle 59 \rangle$$

$$\text{Udara Aliran } \langle 59 \rangle = 32,058.3264 \text{ kg}$$

Tabel A.35 Neraca Massa Pada *Cyclone II* (H-318)

Neraca Massa <i>Cyclone II</i> (H-318)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <57> Udara + partikel garam dari <i>Rotary Cooler</i>			Aliran <59> Udara		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.0054	177.8031	NaCl	0.0003	8.8902
CaSO ₄	0.0000	0.5236	CaSO ₄	0.0000	0.0262
CaCl ₂	0.0000	0.0390	CaCl ₂	0.0000	0.0020
MgCl ₂	0.0000	0.0848	MgCl ₂	0.0000	0.0042
KCl	0.0000	0.0708	KCl	0.0000	0.0035
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0185	Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0009
KBr	0.0000	0.0169	KBr	0.0000	0.0008
KIO ₃	0.0000	0.0004	KIO ₃	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.0205	675.6137	H ₂ O	0.0011	33.7807
Udara	0.9740	32,058.3264	Udara	0.9987	32,058.3264
Total <57>	1.0000	32,912.4973	Total <59>	1.0000	32,101.0350
			Aliran <58> Partikel garam menuju <i>Roll Crusher II</i>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
			NaCl	0.2082	168.9130
			CaSO ₄	0.0006	0.4974
			CaCl ₂	0.0000	0.0371
			MgCl ₂	0.0001	0.0805

		KCl	0.0001	0.0672
		Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0176
		KBr	0.0000	0.0160
		KIO ₃	0.0000	0.0004
		H ₂ O	0.7910	641.8330
		Udara	0.0000	0.0000
		Total <58>	1.0000	811.4623
Total Aliran Masuk	32,912.4973	Total Aliran Keluar	32,912.4973	

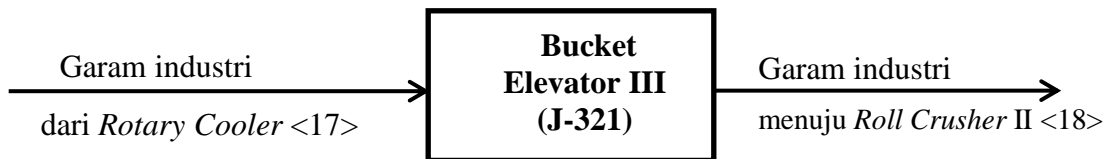
21. *Bucket Elevator* III (J-321)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri dari I menuju *Roll Crusher* II.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C



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

Neraca Massa Total *Bucket Elevator* III (J-321) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <17> = Aliran <18>

Aliran <18> = 17,855.7151 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> = 17,602.5099 kg

Tabel A.36 Neraca Massa *Bucket Elevator* III (J-321)

Neraca Massa <i>Bucket Elevator</i> III (J-321)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <17> Garam industri dari <i>Rotary Cooler</i>			Aliran <18> Garam industri menuju <i>Roll Crusher</i> II		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)

Komponen	Massa	Massa (kg)	Komponen	Faksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.9858	17,602.5099	NaCl	0.9858	17,602.5099
CaSO ₄	0.0029	51.8369	CaSO ₄	0.0029	51.8369
CaCl ₂	0.0002	3.8659	CaCl ₂	0.0002	3.8659
MgCl ₂	0.0005	8.3923	MgCl ₂	0.0005	8.3923
KCl	0.0004	7.0068	KCl	0.0004	7.0068
Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	1.8339	Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	1.8339
KBr	0.0001	1.6703	KBr	0.0001	1.6703
KIO ₃	0.0000	0.0421	KIO ₃	0.0000	0.0421
H ₂ O	0.0100	178.5572	H ₂ O	0.0100	178.5572
Total <17>	1.0000	17,855.7151	Total <18>	1.0000	17,855.7151
Total Aliran Masuk		17,855.7151	Total Aliran Keluar		17,855.7151

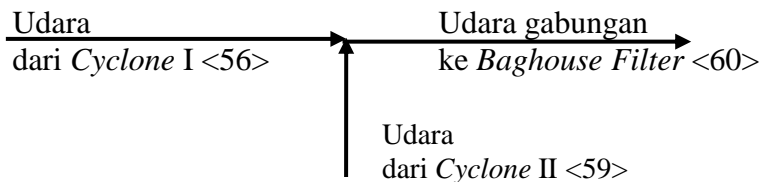
22. Meeting Point Udara

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 :

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa aliran masuk} &= \text{Neraca massa aliran keluar} \\
 \text{Aliran <56>} + \text{Aliran <59>} &= \text{Aliran <60>} \\
 95,166.0463 \text{ kg} + 32,101.0350 \text{ kg} &= \text{Aliran <60>} \\
 \text{Aliran <60>} &= 127,267.0813 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <60> :

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa NaCl aliran masuk} &= \text{Neraca massa NaCl aliran keluar} \\
 \text{NaCl Aliran <56>} + \text{NaCl Aliran <59>} &= \text{NaCl Aliran <60>} \\
 8.9800 \text{ kg} + 8.8902 \text{ kg} &= \text{NaCl Aliran <60>} \\
 \text{NaCl Aliran <60>} &= 17.8701 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen Udara Aliran <60> :

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa udara aliran masuk} &= \text{Neraca massa udara aliran keluar} \\
 \text{Udara Aliran <56>} + \text{Udara Aliran <59>} &= \text{Udara Aliran <60>} \\
 93,240.4265 \text{ kg} + 32,058.3264 \text{ kg} &= \text{Udara Aliran <60>}
 \end{aligned}$$

Udara Aliran <60> = 125,298.7529 kg

Tabel A.37 Neraca Massa Meeting Point Udara

Neraca Massa Meeting Point Udara					
Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <56> Udara dari <i>Cyclone I</i>			Aliran <60> Udara gabungan menuju <i>Baghouse Filter</i>		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
NaCl	0.0001	8.9800	NaCl	0.0001	17.87
CaSO ₄	0.0000	0.0264	CaSO ₄	0.0000	0.05
CaCl ₂	0.0000	0.0020	CaCl ₂	0.0000	0.00
MgCl ₂	0.0000	0.0043	MgCl ₂	0.0000	0.01
KCl	0.0000	0.0036	KCl	0.0000	0.01
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0009	Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.00
KBr	0.0000	0.0009	KBr	0.0000	0.00
KIO ₃	0.0000	0.0000	KIO ₃	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0201	1916.6018	H ₂ O	0.0153	1,950.38
Udara	0.9798	93240.4265	Udara	0.9845	125,298.75
Total <56>	1.000000	95166.0463	Total <60>	1.000000	127,267.08
Aliran <59> Udara dari <i>Cyclone II</i>					
Komponen	Fraksi	Massa			
NaCl	0.00028	8.8902			
CaSO ₄	0.00000	0.0262			
CaCl ₂	0.00000	0.0020			
MgCl ₂	0.00000	0.0042			
KCl	0.00000	0.0035			
Mg(HCO ₃) ₂	0.00000	0.0009			
KBr	0.00000	0.0008			
KIO ₃	0.00000	0.0000			
H ₂ O	0.00105	33.7807			
Udara	0.99867	32058.3264			
Total <59>	1.00000	32101.0350			
Total Aliran Masuk		#####	Total Aliran Keluar		#####

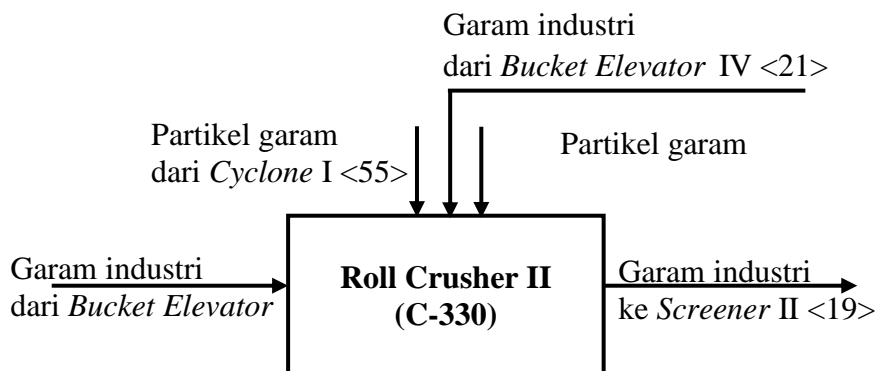
23. Roll Crusher II (C-320)

Fungsi : Mengecilkan ukuran partikel garam industri menjadi 20 mesh.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 56 °C



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

Neraca Massa Total Roll Crusher II (C-330) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

$$\text{Aliran } <18> + \text{Aliran } <55> + \text{Aliran } <58> + \text{Aliran } <21> = \text{Aliran } <19>$$

$$17,855.7151 \text{ kg} + 272.2165 \text{ kg} + 811.4623 \text{ kg} + (1-0.05 \times <19>) = \text{Aliran } <16>$$

$$18,939.3939 \text{ kg} + (1-0.05 \times <19>) = \text{Aliran } <16>$$

$$19936.20415 = \text{Aliran } <19>$$

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <19> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

$$\text{NaCl Aliran } <18> + \text{NaCl Aliran } <55> + \text{NaCl Aliran } <58> + \text{NaCl Aliran } <21> = \text{NaCl Aliran } <19>$$

$$17,602.5099 \text{ kg} + 170.6192 \text{ kg} + 168.9130 \text{ kg} + 982.6748 \text{ kg} = \text{Aliran } <19>$$

$$18,924.7168 \text{ kg} = \text{Aliran } <19>$$

Tabel A.37 Neraca Massa Pada Roll Crusher II (C-320)

Neraca Massa Roll Crusher II (C-320)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <18> Garam industri dari Bucket Elevator III			Aliran <19> Garam industri menuju Screener II		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.98582	17,602.5099	NaCl	0.98582	19,653.4962
CaSO ₄	0.00290	51.8369	CaSO ₄	0.00290	57.8767
CaCl ₂	0.00022	3.8659	CaCl ₂	0.00022	4.3163
MgCl ₂	0.00047	8.3923	MgCl ₂	0.00047	9.3701
KCl	0.00039	7.0068	KCl	0.00039	7.8232
Mg(HCO ₃) ₂	0.00010	1.8339	Mg(HCO ₃) ₂	0.00010	2.0476
KBr	0.00009	1.6703	KBr	0.00009	1.8649
KIO ₃	0.00000	0.0421	KIO ₃	0.00000	0.0470
H ₂ O	0.01000	178.5572	H ₂ O	0.01000	199.3620
Total <18>	1.00000	17,855.7151	Total <19>	1.00000	19,936.2041
Aliran <55> Garam industri dari Cyclone I					

Aliran <55> Garam industri dari Cyclone I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.62678	170.6192
CaSO ₄	0.00185	0.5024
CaCl ₂	0.00014	0.0375
MgCl ₂	0.00030	0.0813
KCl	0.00025	0.0679
Mg(HCO ₃) ₂	0.00007	0.0178
KBr	0.00006	0.0162
KIO ₃	0.00000	0.0004
H ₂ O	0.37056	100.8738
Total <55>	1.00000	272.2165
Aliran <58> Garam industri dari Cyclone II		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.20816	168.9130
CaSO ₄	0.00061	0.4974
CaCl ₂	0.00005	0.0371
MgCl ₂	0.00010	0.0805
KCl	0.00008	0.0672
Mg(HCO ₃) ₂	0.00002	0.0176
KBr	0.00002	0.0160
KIO ₃	0.00000	0.0004
H ₂ O	0.79096	641.8330
Total <58>	1.00000	811.4623
Aliran <21> Garam industri dari Bucket Elevator IV		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.98582	982.6748
CaSO ₄	0.00290	2.8938
CaCl ₂	0.00022	0.2158
MgCl ₂	0.00047	0.4685
KCl	0.00039	0.3912
Mg(HCO ₃) ₂	0.00010	0.1024
KBr	0.00009	0.0932
KIO ₃	0.00000	0.0023
H ₂ O	0.01000	9.9681
Total <21>	1.00000	996.8102
Total Aliran Masuk	19,936.20	Total Aliran Keluar
		19,936.20

Neraca Massa Total Screener II (H-322) :

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca Massa Aliran Masuk} &= \text{Neraca Massa Aliran Keluar} \\
 \text{Aliran <19>} &= \text{Aliran <20>} + \text{Aliran <22>} \\
 19,936.204 \text{ kg} &= 996.81 \text{ kg} + \text{Aliran <22>} \\
 \text{Aliran <22>} &= 18,939.394 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <20> dan Aliran <22> :

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa NaCl aliran masuk} &= \text{Neraca massa NaCl aliran keluar} \\
 \text{NaCl Aliran <19>} &= \text{NaCl Aliran <20>} + \text{NaCl Aliran <22>} \\
 19,653.4962 \text{ kg} &= 982.6748 \text{ kg} + \text{NaCl Aliran <22>} \\
 \text{NaCl Aliran <22>} &= 18,670.8214 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel A.38 Neraca Massa Pada Screener II (H-322)

Neraca Massa Screener II (H-322)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <19> Garam industri dari <i>Roll Crusher II</i>			Aliran <20> Garam industri menuju <i>Bucket Elevator IV</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.98582	19,653.4962	NaCl	0.98582	982.6748
CaSO ₄	0.00290	57.8767	CaSO ₄	0.00290	2.8938
CaCl ₂	0.00022	4.3163	CaCl ₂	0.00022	0.2158
MgCl ₂	0.00047	9.3701	MgCl ₂	0.00047	0.4685
KCl	0.00039	7.8232	KCl	0.00039	0.3912
Mg(HCO ₃) ₂	0.00010	2.0476	Mg(HCO ₃) ₂	0.00010	0.1024
KBr	0.00009	1.8649	KBr	0.00009	0.0932
KIO ₃	0.00000	0.0470	KIO ₃	0.00000	0.0023
H ₂ O	0.01000	199.3620	H ₂ O	0.01000	9.9681
Total <19>	1.00000	19,936.2041	Total <20>	1.00000	996.8102
			Aliran <22> Garam industri menuju <i>Silo II</i>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
			NaCl	0.98582	18,670.8214
			CaSO ₄	0.00290	54.9829
			CaCl ₂	0.00022	4.1005
			MgCl ₂	0.00047	8.9016
			KCl	0.00039	7.4320
			Mg(HCO ₃) ₂	0.00010	1.9452
			KBr	0.00009	1.7717
			KIO ₃	0.00000	0.0446
			H ₂ O	0.01000	189.3939
			Total <22>	1.00000	18,939.3939
Total Aliran Masuk		19,936.2041	Total Aliran Keluar		19,936.2041

24. Silo II (F-323)

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-323) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <22> = Aliran <23>

Aliran <22> = 18,939.3939 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <23> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <22> = NaCl Aliran <23>

NaCl Aliran <23> = 18,670.8214 kg

Tabel A.39 Neraca Massa Silo II (F-323)

Neraca Massa Silo II (F-323)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <22> Garam industri dari <i>Screener II</i>			Aliran <23> Garam industri menuju <i>Salt Storage</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.9858	18,670.8214	NaCl	0.9858	18,670.8214
CaSO ₄	0.0029	54.9829	CaSO ₄	0.0029	54.9829
CaCl ₂	0.0002	4.1005	CaCl ₂	0.0002	4.1005
MgCl ₂	0.0005	8.9016	MgCl ₂	0.0005	8.9016
KCl	0.0004	7.4320	KCl	0.0004	7.4320
Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	1.9452	Mg(HCO ₃) ₂	0.0001	1.9452
KBr	0.0001	1.7717	KBr	0.0001	1.7717
KIO ₃	0.0000	0.0446	KIO ₃	0.0000	0.0446
H ₂ O	0.0100	189.3939	H ₂ O	0.0100	189.3939

Total <22>	1.0000	18,939.3939	Total <23>	1.0000	18,939.3939
Total Aliran Masuk		18,939.3939	Total Aliran Keluar		18,939.3939

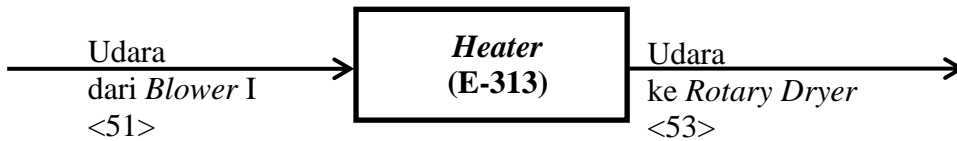
25. Heater (E-313)

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 <51> = Aliran <53>

Aliran <51> = 95,200.1776 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <51> :

Neraca massa NaCl aliran mas = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <51> = NaCl Aliran <53>

NaCl Aliran <51> = 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 <51> Udara dari <i>Blower I</i>			Aliran <53> Udara menuju <i>Rotary Dryer</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
KCl	0.0000	0.0000	KCl	0.0000	0.0000
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0000	Mg(HCO ₃) ₂	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 ₂ O	0.0206	1,959.7511	H ₂ O	0.0206	1,959.7511
Udara	0.9794	93,240.4265	Udara	0.9794	93,240.4265

Total <51>	1.0000	95,200.1776	Total <53>	1.0000	95,200.1776
Total Aliran Masuk		95,200.1776	Total Aliran Keluar		95,200.1776

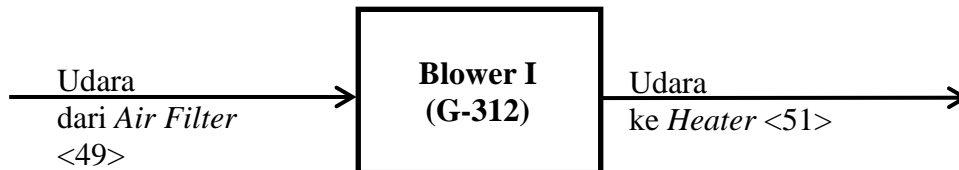
26. Blower I (G-312)

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)

Neraca Massa Total *Blower I (G-312)* :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <49> = Aliran <51>

Aliran <49> = 95,200.1776 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <49> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <49> = NaCl Aliran <51>

NaCl Aliran <49> = 0.0000 kg

Tabel A.41 Neraca Massa *Blower I (G-312)*

Neraca Massa <i>Blower I (G-312)</i>					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <49> Udara dari <i>Air Filter</i>			Aliran <51> Udara menuju <i>Heater</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
KCl	0.0000	0.0000	KCl	0.0000	0.0000
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0000	Mg(HCO ₃) ₂	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 ₂ O	0.0206	1,959.7511	H ₂ O	0.0206	1,959.7511
Udara	0.9794	93,240.4265	Udara	0.9794	93,240.4265
Total <49>	1.0000	95,200.1776	Total <51>	1.0000	95,200.1776
Total Aliran Masuk		95,200.1776	Total Aliran Keluar		95,200.1776

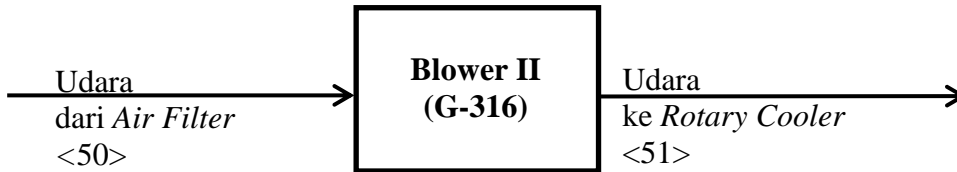
27. Blower II (G-316)

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-316)* :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <50> = Aliran <52>

Aliran <50> = 32,732.1365 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <50> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <50> = NaCl Aliran <52>

NaCl Aliran <50> = 0.0000 kg

Tabel A.42 Neraca Massa *Blower II (G-316)*

Neraca Massa <i>Blower II (G-316)</i>					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <50> Udara dari <i>Air Filter</i>			Aliran <52> Udara menuju <i>Rotary Cooler</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
KCl	0.0000	0.0000	KCl	0.0000	0.0000
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0000	Mg(HCO ₃) ₂	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 ₂ O	0.0206	673.8101	H ₂ O	0.0206	673.8101
Udara	0.9794	32,058.3264	Udara	0.9794	32,058.3264
Total <50>	1.0000	32,732.1365	Total <52>	1.0000	32,732.1365
Total Aliran Masuk		32,732.1365	Total Aliran Keluar		32,732.1365

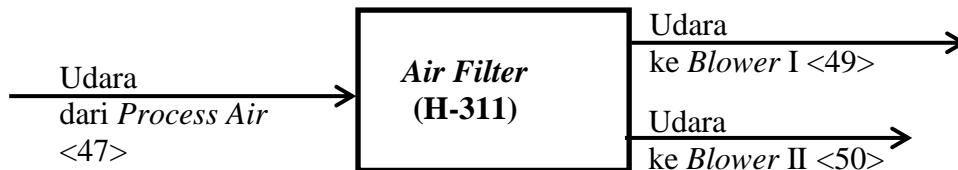
28. Air Filter (H-311)

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) :

$$\begin{aligned}
 \text{Massa total komponen aliran masuk} &= \text{Massa total komponen aliran keluar} \\
 \text{Aliran <47>} &= \text{Aliran <49>} + \text{Aliran <50>} \\
 \text{Aliran <47>} &= 95,200.1776 \text{ kg} + 32,732.1365 \text{ kg} \\
 \text{Aliran <47>} &= 127,932.3141 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel A.43 Neraca Massa Pada Air Filter (H-311)

Neraca Massa Air Filter (H-311)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <47> Udara dari Process Air			Aliran <49> Udara menuju Blower I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.00000	0.0000	NaCl	0.00000	0.0000
CaSO ₄	0.00000	0.0000	CaSO ₄	0.00000	0.0000
CaCl ₂	0.00000	0.0000	CaCl ₂	0.00000	0.0000
MgCl ₂	0.00000	0.0000	MgCl ₂	0.00000	0.0000
KCl	0.00000	0.0000	KCl	0.00000	0.0000
Mg(HCO ₃) ₂	0.00000	0.0000	Mg(HCO ₃) ₂	0.00000	0.0000
KBr	0.00000	0.0000	KBr	0.00000	0.0000
KIO ₃	0.00000	0.0000	KIO ₃	0.00000	0.0000

H ₂ O	0.02059	2,633.5612	H ₂ O	0.02059	1,959.7511
Udara	0.97941	125,298.75	Udara	0.97941	93,240.4265
Total <47>	1.00000	127,932.31	Total <49>	1.00000	95,200.1776
			Aliran <50> Udara menuju <i>Blower II</i>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
			NaCl	0.00000	0.0000
			CaSO ₄	0.00000	0.0000
			CaCl ₂	0.00000	0.0000
			MgCl ₂	0.00000	0.0000
			KCl	0.00000	0.0000
			Mg(HCO ₃) ₂	0.00000	0.0000
			KBr	0.00000	0.0000
			KIO ₃	0.00000	0.0000
			H ₂ O	0.02059	673.8101
			Udara	0.97941	32,058.3264
			Total <50>	1.00000	32,732.1365
			Total Aliran Masuk	127,932.31	Total Aliran Keluar

APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Kapasitas Produksi = 150,000.0000 ton/tahun
 = 454,545.4545 kg/hari
 = 18,939.3939 kg/jam

Ditetapkan :
 1 tahun = 330 hari
 Waktu Operasi = 24 jam/hari

Satuan Massa = kg/jam
 Satuan Energi = kkal/jam

Nilai kapasitas panas (C_p) menggambarkan banyaknya kalor yang diperlukan untuk menaikkan suhu suatu zat sebesar jumlah tertentu. Data kapasitas panas (C_p) ditampilkan pada tabel B.1.

Tabel B.1 Data *Heat Capacity* Komponen

Data Heat Capacity			
Komponen	BM (kg/kmol)	Phase*	<i>Heat Capacity</i> (C_p , kkal/kmol.K)
NaCl	58.4428	c	$10,79 + 0,00420 T$
		l	15.9
CaSO ₄	136.1406	c	$18,52 + 0,02197 T - 156800/T^2$
CaCl ₂	110.9840	c	$16,9 + 0,00386 T$
MgCl ₂	95.2110	c	$17,3 + 0,00377 T$
KCl	74.5513	c	$10,87 + 0,008712 T - 241200/T^2$
Mg(HCO ₃) ₂	146.33868	c	$10,93 + 0,00376 T$
KBr	119.0023	c	$11,49 + 0,00360 T$
KIO ₃	214.0010	c	$6,02 + 0,053 T$
H ₂ O	18.0153	l	$4,373 + 0,113 T - 0,0003 T^2$
		g	$8,22 + 0,00015 T + 0,00000134 T^2$
NaOH	40.0000	c	0.46
Na ₂ CO ₃	105.9900	c	28.9
Na ₂ SO ₄	119.0000	c	32.8
CaCO ₃	100.0900	c	$19,68 + 0,01189 T - 307600/T^2$
Mg(OH) ₂	58.3200	c	18.2
Ca(OH) ₂	74.0930	c	21.4

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

(Sumber : Perry, 2008)

Persamaan Umum Neraca Energi :

Aliran Energi Masuk - Aliran Energi Keluar + (Ws + Q) = Akumulasi

Sumber : Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering 7th edition, David M.

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

Aliran Energi Masuk - Aliran Energi Keluar + (Ws + Q) = 0

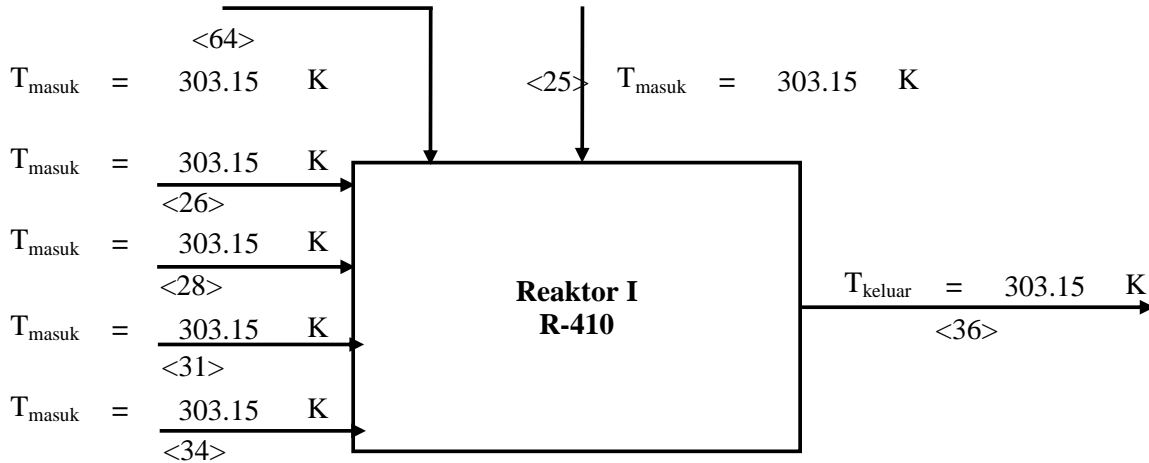
Apabila sistem adiabatik, persamaan menjadi :
Aliran Energi Masuk - Aliran Energi Keluar + $W_s = 0$

1. Reaktor I (R-410)

Fungsi : Tangki pencampuran garam rakyat, koagulan dan air untuk membuat *Brine*.

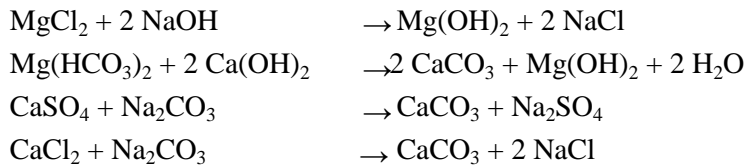
Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm
 Suhu Operasi : 303.15 K
 Suhu Ref : 298.15 K



Asumsi : Proses terjadi secara adiabatik

Reaksi Koagulasi :



Karena terjadi reaksi pembentukan dalam Reaktor I (R-410), maka terdapat entalpi dari reaksi tersebut.

Tabel B.2 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 ₂ O	-68.3174
NaOH	-101.9600
Na ₂ CO ₃	-269.4600
CaCO ₃	-289.5400

Mg(OH) ₂	-223.9000
Ca(OH) ₂	-235.5800
Na ₂ SO ₄	-330.5000

Neraca Energi Reaktor I (R-410) :

$$\begin{aligned}
 Q \text{ masuk} &= Q \text{ keluar} + Q \text{ serap} + \Delta H_r \\
 (m \times c_p \times \Delta T)_{\text{aliran masuk}} &= (m \times c_p \times \Delta T)_{\text{aliran keluar}} + Q \text{ serap} + \Delta H_r \\
 175,643.4012 \text{ kkal/jam} &= Q \text{ keluar} + 34,013.7105 \text{ kkal/jam} + -34,085.1205 \text{ kkal/jam} \\
 Q \text{ keluar} &= 175,714.8112 \text{ kka/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi Komponen NaCl Aliran <25> :

$$\begin{aligned}
 C_p &= 10.79 + (0.004 \times T_{\text{masuk aliran <25>}}) \\
 &= 10.79 + (0.004 \times 303.15 \text{ K}) \\
 &= 12.0632 \text{ kkal/kmol.K} \\
 C_p &= \frac{12.0632 \text{ kkal/kmol.K}}{58.4428 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 0.2064 \text{ kkal/kg.K} \\
 Q &= m \text{ (kg/jam)} \times C_p \text{ (kkal/kg.K)} \times \Delta T \text{ (K)} \\
 &= m \times C_p \times (T_{\text{masuk aliran <25>}} - T_{\text{ref}}) \\
 &= 17,762.5537 \times 0.2064 \times (303.15 - 298.15) \\
 &= 18,331.9315 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi Komponen NaCl Aliran <28>, <31>, <34> :

$$\begin{aligned}
 C_p &= 10.79 + (0.004 \times T_{\text{masuk aliran <30>}}) \\
 &= 10.79 + (0.004 \times 303.15 \text{ K}) \\
 &= 12.0632 \text{ kkal/kmol.K} \\
 C_p &= \frac{12.0632 \text{ kkal/kmol.K}}{58.4428 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 0.2064 \text{ kkal/kg.K} \\
 Q &= m \text{ (kg/jam)} \times C_p \text{ (kkal/kg.K)} \times \Delta T \text{ (K)} \\
 &= m \times C_p \times (T_{\text{masuk aliran <25>}} - T_{\text{ref}}) \\
 &= 0.0000 \times 0.2064 \times (303.15 - 298.15) \\
 &= 0.0000 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

ΔHr Komponen NaCl :

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r \text{ NaCl dari reaksi koagulasi I} &= -65,114.3108 \text{ kka/jam} \\
 \Delta H_r \text{ NaCl dari reaksi koagulasi II} &= 0.0000 \text{ kka/jam} \\
 \Delta H_r \text{ NaCl dari reaksi koagulasi III} &= -23,129.2697 \text{ kka/jam} \\
 \Delta H_r \text{ NaCl dari reaksi koagulasi IV} &= -2,602.3703 \text{ kka/jam} \\
 \text{Total } \Delta H_r \text{ NaCl} &= -90,845.9508 \text{ kka/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi Reaktor I (R-410) :

Proses diasumsikan terjadi secara adiabatik, maka didapatkan nilai akumulasi Q sama dengan 0.

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{masuk}} &= Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{serap}} + \Delta H_r \\
 Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{serap}} - \Delta H_r &= 0 \\
 (175,643.4012 - 175,714.8112 - 34,013.7105 - -34,085.1205) &= 0.0000
 \end{aligned}$$

Tabel B.3 Data Perhitungan Q Aliran Masuk

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT (K)	Q (kkal/jam)
Aliran <24>				
NaCl	17,762.5537	0.2064	5.0000	18,331.9315
CaSO ₄	157.1162	0.1724	5.0000	135.4536
CaCl ₂	142.4949	0.1628	5.0000	116.0035
MgCl ₂	309.3393	0.1937	5.0000	299.6033
KCl	258.2695	0.1460	5.0000	188.5707
Mg(HCO ₃) ₂	67.5984	0.0825	5.0000	27.8772
KBr	61.5666	0.1057	5.0000	32.5452
KIO ₃	1.5514	0.1032	5.0000	0.8006
H ₂ O	2,066.9427	0.6139	5.0000	6,344.1322
NaOH	0.0000	0.0115	5.0000	0.0000
Na ₂ CO 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 <25>				
H ₂ O	48,645.5754	0.6139	5.0000	149,309.3964
Aliran <26>				
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	0.1460	5.0000	0.0000
KCl	0.0000	0.0825	5.0000	0.0000
KBr	0.0000	0.1057	5.0000	0.0000
KIO ₃	0.0000	0.1032	5.0000	0.0000
H ₂ O	0.0000	0.6139	5.0000	0.0000
NaOH	259.8540	0.0115	5.0000	14.9416
Na ₂ CO ₃	136.0830	0.2727	5.0000	185.5269
CaCO ₃	220.9682	0.1992	5.0000	220.0778
Mg(OH) ₂	216.4170	0.3121	5.0000	337.6877
Ca(OH) ₂	68.4516	0.2888	5.0000	98.8531
Total	70,374.7819			175,643.4012

Perhitungan ΔH dalam Reaktor I (R-410) :

Persamaan untuk menentukan nilai ΔH_r :

$$\Delta H_r = [\sum \Delta H_{f \text{ produk}} - \sum \Delta H_{f \text{ reaktan}}]$$

Persamaan untuk menentukan nilai ΔH_s :

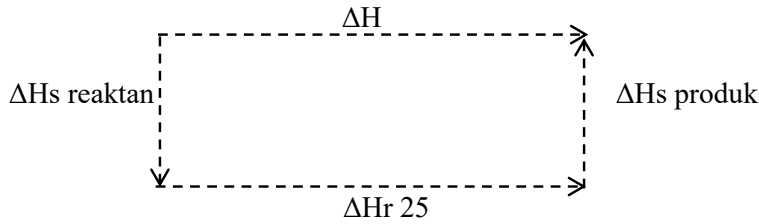
$$\Delta H_s = n \times C_p \times \Delta T$$

Persamaan untuk menentukan nilai ΔH :

$$\Delta H = \Delta H_s \text{ produk} + \Delta H_s \text{ reaktan} + \Delta H_r$$

Reaksi Koagulasi I :

	MgCl_2	+ 2 NaOH	\rightarrow Mg(OH)_2	+ 2 NaCl
m :	0.3311	0.6623	-	-
r :	0.3311	0.6623	0.3311	0.6623
s :	0.0000	0.0000	0.3311	0.6623



Tabel B.4 Data Perhitungan ΔH_r Pada Reaksi Koagulasi I

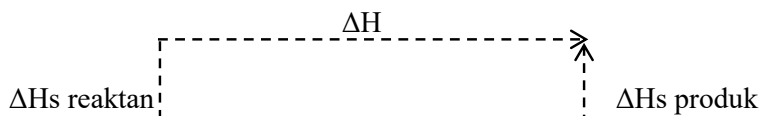
Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f (kkal/mol)	ΔH_f reaktan (kkal/jam)	ΔH_f produk (kkal/jam)
MgCl_2	0.3311	-153.2200	-50,735.9297	
NaOH	0.6623	-101.9600	-67,524.2840	
Mg(OH)_2	0.3311	-223.9000		-74,140.2863
NaCl	0.6623	-98.3210		-65,114.3108
Total ΔH_r (kkal/jam)			-20,994.3834	

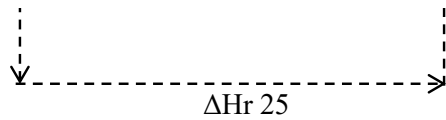
Tabel B.5 Data Perhitungan ΔH_s Pada Reaksi Koagulasi I

Komponen	n (kmol/jam)	C_p (kkal/kg.K)	ΔH_s reaktan (kkal/jam)	ΔH_s produk (kkal/jam)
MgCl_2	0.3311	0.1937	-30.5351	
NaOH	0.6623	0.0115	-1.5232	
Total ΔH_s reaktan (kkal/jam)			-32.0583	
Mg(OH)_2	0.3311	0.3121		30.1329
NaCl	0.6623	0.2064		39.9451
Total ΔH_s produk (kkal/jam)			70.0781	
ΔH_1 (kkal/jam)			-20,956.3636	

Reaksi Koagulasi II :

	$\text{Mg(HCO}_3)_2$	+ 2 Ca(OH)_2	\rightarrow 2 CaCO_3	+ Mg(OH)_2	+ 2 H_2O
m :	0.0471	0.0942	-	-	-
r :	0.0471	0.0942	0.0942	0.0471	0.0942
s :	0.0000	0.0000	0.0942	0.0471	0.0942





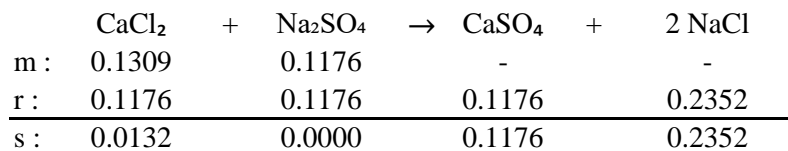
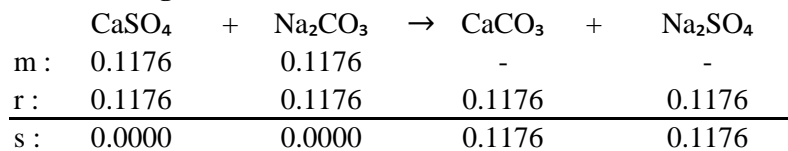
Tabel B.6 Data Perhitungan ΔH_r Pada Reaksi Koagulasi II

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f (kkal/mol)	ΔH_f reaktan (kkal/jam)	ΔH_f produk (kkal/jam)
Mg(HCO ₃) ₂	0.0471	-261.7000	-12,320.6390	
Ca(OH) ₂	0.0942	-235.5800	-22,181.8581	
CaCO ₃	0.0942	-289.5400		-27,262.6505
Mg(OH) ₂	0.0471	-223.9000		-10,541.0435
H ₂ O	0.0942	-68.3174		-6,432.6635
Total ΔH_r (kkal/jam)			-9,733.8604	

Tabel B.7 Data Perhitungan ΔH_s Pada Reaksi Koagulasi II

Komponen	n (kmol/jam)	C _p (kkal/kg.K)	ΔH_s reaktan (kkal/jam)	ΔH_s produk (kkal/jam)
Mg(HCO ₃) ₂	0.0471	0.0825	-2.8412	
Ca(OH) ₂	0.0942	0.2888	-10.0750	
Total ΔH_s reaktan (kkal/jam)			-12.9162	
CaCO ₃	0.0942	0.1992		9.3863
Mg(OH) ₂	0.0471	0.3121		4.2842
H ₂ O	0.0942	0.6139		5.2065
Total ΔH_s produk (kkal/jam)			18.8770	
ΔH_2 (kkal/jam)			-9,727.8995	

Reaksi Koagulasi III :



Tabel B.8 Data Perhitungan ΔH_r Pada Reaksi Koagulasi III

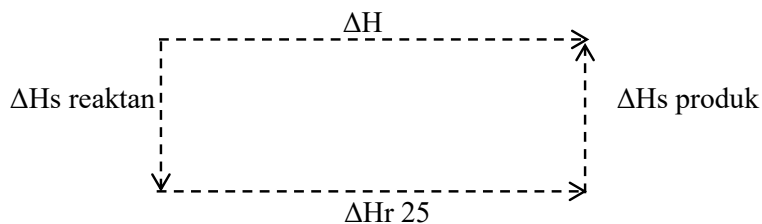
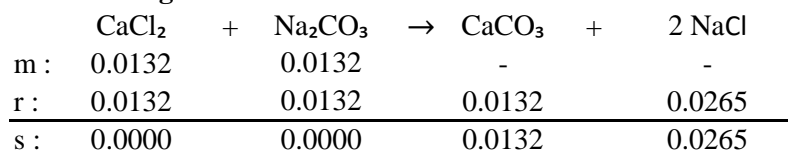
Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f (kkal/mol)	ΔH_f reaktan (kkal/jam)	ΔH_f produk (kkal/jam)
----------	--------------	-------------------------	---------------------------------	--------------------------------

CaSO ₄	0.1176	-336.5800	-39,588.9465	
Na ₂ CO ₃	0.1176	-269.4600	-31,694.2109	
CaCO ₃	0.1176	-289.5400		-34,056.0448
Na ₂ SO ₄	0.1176	-330.5000		-38,873.8095
CaCl ₂	0.1176	-190.6000	-22,418.6024	
Na ₂ SO ₄	0.1176	-330.5000	-38,873.8095	
CaSO ₄	0.1176	-336.5800		-39,588.9465
NaCl	0.2352	-98.3210		-23,129.2697
Total ΔHr (kkal/jam)			-3,072.5012	

Tabel B.9 Data Perhitungan ΔHs Pada Reaksi Koagulasi III

Komponen	n (kmol/jam)	Cp (kkal/kg.K)	ΔHs reaktan (kkal/jam)	ΔHs produk (kkal/jam)
CaSO ₄	0.1176	0.1724	-13.8052	
Na ₂ CO ₃	0.1176	0.2727	-16.9963	
Total ΔHs reaktan (kkal/jam)			-30.8015	
CaCO ₃	0.1176	0.1992		11.7253
Na ₂ SO ₄	0.1176	0.2756		19.2899
Total ΔHs produk (kkal/jam)				31.0151
CaCl ₂	0.1176	0.1628	-10.6272	
Na ₂ SO ₄	0.1176	0.2756	-0.0447	
Total ΔHs reaktan (kkal/jam)			-10.6718	
CaSO ₄	0.1176	0.1724		13.8052
NaCl	0.2352	0.2064		14.1889
Total ΔHs produk (kkal/jam)				27.9941
ΔH3 (kkal/jam)			-3,054.9653	

Reaksi Koagulasi IV :



Tabel B.10 Data Perhitungan ΔHr Pada Reaksi Koagulasi IV

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH _f (kkal/mol)	ΔHf reaktan (kkal/jam)	ΔHf produk (kkal/jam)
CaCl ₂	0.0132	-190.6000	-2,522.4101	
Na ₂ CO ₃	0.0132	-269.4600	-3,566.0474	
CaCO ₃	0.0132	-289.5400		-3,831.7872
NaCl	0.0265	-98.3210		-2,602.3703

Total ΔHr (kkal/jam)	-345.6999
-----------------------------	------------------

Tabel B.11 Data Perhitungan ΔHs Pada Reaksi Koagulasi IV

Komponen	n (kmol/jam)	Cp (kkal/kg.K)	ΔHs reaktan (kkal/jam)	ΔHs produk (kkal/jam)
CaCl ₂	0.0132	0.1628	-1.1957	
Na ₂ CO ₃	0.0132	0.2727	-1.9123	
Total ΔHs reaktan (kkal)			-3.1080	
CaCO ₃	0.0132	0.1992		1.3193
NaCl	0.0265	0.2064		1.5965
Total ΔHs produk (kkal)				2.9157
ΔH4 (kkal/jam)			-345.8922	

Menghitung ΔH°r

ΔH1 (kkal/jam)	-20,956.3636
ΔH2 (kkal/jam)	-9,727.8995
ΔH3 (kkal/jam)	-3,054.9653
ΔH4 (kkal/jam)	-345.8922
ΔH°r (kkal/jam)	-34,085.1205

ΔH°r bernilai negatif, maka reaksi berjalan secara eksotermis. Sehingga dibutuhkan media pendingin untuk menyerap panas (media pendingin menggunakan air pendingin).

Kebutuhan Air Pendingin

Persamaan untuk menentukan nilai Q :

$$Q = m \times Cp \times \Delta T$$

Suhu air pendingin ditetapkan

T masuk	=	303.1500	K
T keluar	=	318.1500	K

$$Q = m \times Cp \times \Delta T$$

$$Q = m \times 1.0000 \times (5.0000)$$

$$Q = 5.0000 \times m$$

Tabel B.12 Data Perhitungan Q Air Pendingin

Air Pendingin	T (K)	Cp	ΔT (K)	Q	
Masuk	303.1500	1.0000	5.0000	5.0000	m
Keluar	318.1500	1.0000	20.0000	20.0000	m

Tabel B.13 Data Perhitungan Q Aliran Keluar

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT (K)	Q (kkal/jam)
Aliran <27>				
NaCl	18,292.3874	0.2064	5.0000	18,878.7490
CaSO ₄	157.1162	0.1724	5.0000	135.4536
CaCl ₂	0.0000	0.1628	5.0000	0.0000
MgCl ₂	0.0000	0.1937	5.0000	0.0000

KCl	258.2695	0.1460	5.0000	188.5707
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0825	5.0000	0.0000
KBr	61.5666	0.1057	5.0000	32.5452
KIO ₃	1.5514	0.1032	5.0000	0.8006
H ₂ O	50,702.1172	0.6139	5.0000	155,621.6052
NaOH	259.8540	0.0115	5.0000	14.9416
Na ₂ CO ₃	136.0830	0.2727	5.0000	185.5269
CaCO ₃	220.9682	0.1992	5.0000	220.0778
Mg(OH) ₂	216.4170	0.3121	5.0000	337.6877
Ca(OH) ₂	68.4516	0.2888	5.0000	98.8531
Total	70,374.7822			175,714.8112

Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 Q \text{ masuk} &= Q \text{ keluar} + Q \text{ serap} + \Delta H_r \\
 175,643.4012 \text{ kkal/jam} &= 175,714.8112 \text{ kkal/jam} + Q \text{ serap} + -34,085.1205 \\
 Q \text{ serap} &= 34,013.7105 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ yang diserap air pendingin} &= Q \text{ keluar} - Q \text{ masuk} \\
 34,013.7105 \text{ kkal/jam} &= (20.0000 - 5.0000) \text{ m} \\
 \text{m} &= 2,267.5807 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Tabel B.14 Neraca Energi Sistem Reaktor I (R-410)

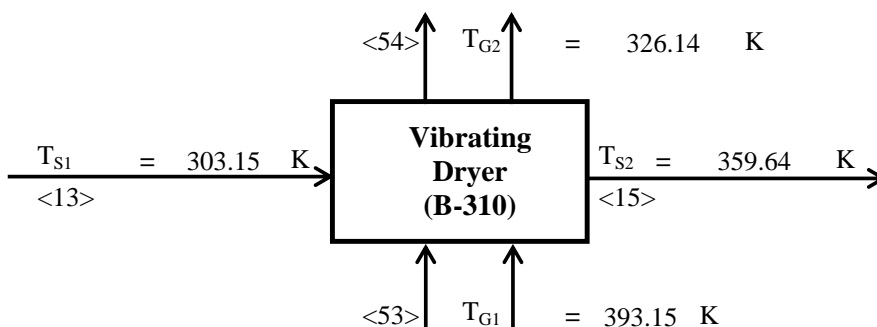
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	Q (kkal/jam)	Aliran	Q (kkal/jam)
Garam rakyat <24>	25,476.9178	Brine <27>	175,714.8112
H ₂ O <25>	149,309.3964		
Chemicals <26>	857.0870	Q serap	34,013.7105
		ΔH _r	-34,085.1205
Total	175,643.4012	Total	175,643.4012

2. Vibrating Dryer (B-310) → →

Fungsi : Mengurangi kadar H₂O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas dan juga sebagai pendingin

Kondisi Operasi

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan} &: 1 \text{ atm} \\
 \text{Suhu Operasi} &: 393.15 \text{ K} \\
 T_{\text{ref}} &: 298.15 \text{ K}
 \end{aligned}$$



Asumsi : Proses terjadi secara adiabatik.

Dari Appendix A didapatkan data sebagai berikut :

Massa aliran <13>	=	21,208.3947	kg
Suhu garam masuk <i>Vibrating Dryer</i> (T_{S1})	=	30 °C = 86 °F	
Suhu udara masuk <i>Vibrating Dryer</i>	=	120 °C = 248 °F	

Dari website *sampangkab.go.id* didapatkan data sebagai berikut :

Percentage relative humidity udara	=	78 %
------------------------------------	---	------

Perhitungan partial pressure (p_A) of water vapor in the air berdasarkan *Geankoplis 4th Ed eq. 9.3-4 page 566* :

Dari *steam table Geankoplis 4th Ed. page 962* 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

$$H_R = 100 \times \frac{p_A}{p_{AS}}$$

$$p_A = \frac{H_R}{100} \times p_{AS}$$

$$= \frac{78}{100} \times 4.2460 \text{ kPa}$$

$$= 3.3119 \text{ kPa}$$

Perhitungan humidity udara masuk (H_{in} atau H_1) berdasarkan *Geankoplis 4th Ed eq. 9.3-1 page 565* :

$$H_{in} \text{ atau } H_1 = \frac{18.02}{28.97} \cdot \frac{p_A}{P - p_A}$$

$$= \frac{18.02}{28.97} \cdot \frac{3.3119 \text{ kPa}}{101.325 \text{ kPa} - 3.3119 \text{ kPa}}$$

$$= 0.0210 \text{ kg H}_2\text{O/kg air}$$

Dari *Geankoplis 4th Ed. fig. 9.3-2 page 568* didapatkan data T_w sebagai berikut.

Suhu dry bulb udara masuk <i>Vibrating</i>	=	120 °C
	=	248 °F
Humidity 1 (H_{in} atau H_1)	=	0.0210
Suhu wet bulb udara masuk (T_w)	=	42.5 °C
	=	109 °F
T_{ref}	=	25 °C = 77 °F

Menghitung Suhu Udara Panas Keluar *Vibrating Dryer* (T_{G2}) :

$$NTU = \ln \frac{T_{G1} - T_w}{T_{G2} - T_w} \quad (\text{Badger dan Banchemo, 1995})$$

Umumnya, nilai NTU *Dryer* adalah 1,5 - 2,5 (Badger dan Banchemo, 1995). Oleh karena itu, diasumsikan nilai NTU yang diambil = 2.

$$2 = \ln \frac{248 - 109}{T_{G2} - 109}$$

$$7.3891 = \frac{248 - 109}{T_{G2} - 109}$$

$$T_{G2} = 127.38 \quad ^\circ\text{F}$$

$$T_{G2} = 52.99 \quad ^\circ\text{C}$$

Asumsi Suhu Produk Garam Keluar (T_{s2}) :

$$T_{s2} = \frac{T_{\text{udara panas masuk Vibrating Dryer}} + T_{\text{udara panas keluar Vibrating Dryer}}}{2}$$

$$= \left(\frac{120 + 52.9885}{2} \right) ^\circ\text{C}$$

$$= 86.49 \quad ^\circ\text{C}$$

Berdasarkan neraca massa didapatkan data sebagai berikut :

Fraksi komponen antara *solid* dan H_2O sebelum masuk *Vibrating Dryer* :

$$\text{Dry solid} = 0.8915 \quad \text{kg dry solid /kg total}$$

$$H_2O = 0.1085 \quad \text{kg } H_2O/\text{kg total}$$

$$\text{Moisture content } (X_1) = 0.1218 \quad \text{kg } H_2O/\text{kg dry solid}$$

Fraksi komponen yang diinginkan antara *solid* dan H_2O setelah keluar *Vibrating Dryer* :

$$\text{Dry solid} = 0.9990 \quad \text{kg dry solid /kg total}$$

$$H_2O = 0.0010 \quad \text{kg } H_2O/\text{kg total}$$

$$\text{Moisture content } (X_2) = 0.0010 \quad \text{kg } H_2O/\text{kg dry solid}$$

Enthalpy Garam Masuk

$$T_{s1} = 303.15 \quad \text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 298.15 \quad \text{K}$$

Mencari *heat capacity of dry solid* (Cps) NaCl berdasarkan Geankoplis 4th Ed. page 603:

$$C_p = 10.79 + (0.004 \times T_{\text{masuk aliran}})$$

$$= 10.79 + (0.004 \times 303.15 \text{ K})$$

$$= 12.0632 \quad \text{kkal/kmol.K}$$

$$C_p = \frac{12.0632 \text{ kkal/kmol.K}}{58.4428 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 0.2064 \quad \text{kkal/kg.K}$$

$$C_{ps} = C_p (\text{kkal/kg.K}) \times \frac{m (\text{kg/jam})}{L_{s_{in}} (\text{kg/jam})}$$

$$= 0.2064 \times \frac{18,873.8201}{18,873.8201}$$

$$= \frac{0.2061 \times 18,902.8505}{0.2061} \text{ kka/kg.K}$$

Tabel B.28 Komposisi Garam Masuk Aliran <13>

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	18,873.8201	0.2064	0.2061
CaSO ₄	4.5706	0.1724	0.0000
CaCl ₂	4.1452	0.1628	0.0000
MgCl ₂	8.9988	0.1937	0.0001
KCl	7.5132	0.1460	0.0001
Mg(HCO ₃) ₂	1.9665	0.0825	0.0000
KBr	1.7910	0.1057	0.0000
KIO ₃	0.0451	0.1032	0.0000
H ₂ O	2,305.5442	0.6139	0.0000
Total	21,208.3947	1.7867	0.2063

$$\text{Total solid } (L_{S_{in}}) = 18,902.8505 \text{ kg/jam}$$

Mencari total enthalpi masuk *wet solid* ($H'_{s_{in}}$) berdasarkan *Geankoplis 4th Ed. eq. 9-10-25 page 603* :

$$\begin{aligned} \text{Total enthalpi masuk } \textit{wet solid} (H'_{s_{in}}) &= Cps (T_{s_1} - T_{ref}) + X_1 \cdot CpA (T_{s_1} - T_{ref}) \\ &= 1.4054 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Enthalpy garam masuk } (L_{S_{in}} \cdot H'_{s_{in}}) &= 26,566.3956 \text{ kkal/jam} \\ &= 111,153.7991 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Enthalpy Garam yang Terikut Oleh Udara

$$\begin{aligned} T_{G2} &= 326.14 \text{ K} \\ T_{ref} &= 298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Asumsi : Material yang terbawa oleh udara pemanas adalah sebesar 1% dari total *flowrate* aliran <13>.

Mencari massa komponen NaCl aliran <54> :

$$\begin{aligned} \text{m NaCl aliran } \langle 54 \rangle &= 1\% \times \text{m NaCl aliran} \\ &= 1\% \times 18,873.8201 \text{ kg} \\ &= 188.7382 \text{ kg} \end{aligned}$$

Mencari *heat capacity of dry solid* (Cps) NaCl berdasarkan *Geankoplis 4th Ed. page 603* :

$$\begin{aligned} Cp &= 10.79 + (0.004 \times T_{\text{keluar aliran } \langle 54 \rangle}) \\ &= 10.79 + (0.004 \times 326.14 \text{ K}) \\ &= 12.1598 \text{ kkal/kmol.K} \\ Cp &= \frac{12.1598 \text{ kkal/kmol.K}}{58.4428 \text{ kg/kmol}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 0.2081 \text{ kkal/kg.K} \\
\text{Cps} &= \text{Cp (kkal/kg.K)} \times \frac{m \text{ (kg/jam)}}{Ls \text{ (kg/jam)}} \\
&= 0.2081 \times \frac{188.7382}{189.0285} \\
&= 0.2077 \text{ kka/kg.K}
\end{aligned}$$

Tabel B.29 Komposisi Garam yang Terikut Oleh Udara Aliran <54>

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	188.7382	0.2081	0.2077
CaSO ₄	0.0457	0.1778	0.0000
CaCl ₂	0.0415	0.1636	0.0000
MgCl ₂	0.0900	0.1946	0.0001
KCl	0.0751	0.1535	0.0001
Mg(HCO ₃) ₂	0.0197	0.0831	0.0000
KBr	0.0179	0.1064	0.0000
KIO ₃	0.0005	0.1089	0.0000
H ₂ O	4,104.9473	0.4669	10.1394
Total	4,293.9758	1.6629	10.3473

$$\text{Total solid (Ls)} = 189.0285 \text{ kg/jam}$$

Mencari total enthalpi *wet solid* (H's) *feed* yang terikut oleh udara berdasarkan *Geankoplis 4th Ed. eq. 9-10-25 page 603* :

$$\begin{aligned}
\text{Total enthalpi wet solid (H's)} &= \text{Cps (T}_{G2} - T_{ref}) + X_2 \cdot \text{Cp}_A (T_{G2} - T_{ref}) \\
&= 289.6197 \text{ kkal/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Enthalpy garam terikut udara (Ls.H's)} &= 54,746.3709 \text{ kkal/jam} \\
&= 229,058.8159 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Enthalpy Garam Keluar

$$\begin{aligned}
T_{S2} &= 359.64 \text{ K} \\
T_{ref} &= 298.15 \text{ K}
\end{aligned}$$

Mencari *heat capacity of dry solid* (Cps) NaCl berdasarkan *Geankoplis 4th Ed. page 603* :

$$\begin{aligned}
\text{Cp} &= 10.79 + (0.004 \times T_{\text{keluar aliran <15>}}) \\
&= 10.79 + (0.004 \times 359.64 \text{ K}) \\
&= 12.3005 \text{ kkal/kmol.K}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Cp} &= \frac{12.3005 \text{ kkal/kmol.K}}{58.4428 \text{ kg/kmol}} \\
&= 0.2105 \text{ kkal/kg.K}
\end{aligned}$$

$$\text{Cps} = \text{Cp (kkal/kg.K)} \times \frac{m \text{ (kg/jam)}}{Ls \text{ (kg/jam)}}$$

$$\begin{aligned}
C_{ps} &= C_p \text{ (kkal/kg.K)} \cdot \frac{Ls_{out} \text{ (kg/jam)}}{18,685.0819} \\
&= 0.2105 \cdot \frac{18,713.8220}{18,713.8220} \\
&= 0.2101 \text{ kka/kg.K}
\end{aligned}$$

Tabel B.30 Komposisi Garam Keluar Aliran <15>

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	18,685.0819	0.2105	0.2101
CaSO ₄	4.5249	0.1852	0.0000
CaCl ₂	4.1038	0.1648	0.0000
MgCl ₂	8.9088	0.1959	0.0001
KCl	7.4380	0.1628	0.0001
Mg(HCO ₃) ₂	1.9468	0.0839	0.0000
KBr	1.7731	0.1074	0.0000
KIO ₃	0.0447	0.1172	0.0000
H ₂ O	160.3480	0.3447	0.0030
Total	18,874.1700	1.5724	0.2134

$$\text{Total solid (Ls}_{out}) = 18,713.8220 \text{ kg/jam}$$

Mencari total enthalpi keluar *wet solid* ($H'_{s,out}$) berdasarkan *Geankoplis 4th Ed. eq. 9-10-25 page 603* :

$$\begin{aligned}
\text{Total enthalpi keluar } wet \text{ solid (H}'_{s,out}) &= Cps (Ts_2 - T_{ref}) + X_2 \cdot CpA (Ts_2 - T_{ref}) \\
&= 13.1416 \text{ kkal/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Enthalpy garam keluar (Ls}_{out} \cdot H'_{s,out}) &= 245,929.2166 \text{ kkal/jam} \\
&= 1,028,967.8421 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Massa H₂O yang teruapkan (W) :

$$\begin{aligned}
W &= \text{massa H}_2\text{O masuk} && - \text{massa H}_2\text{O keluar} \\
&= 2,305.5442 \text{ kg/jam} && - 160.3480 \text{ kg/jam} \\
&= 2,145.1962 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

Neraca Energi Bahan *Moisture* :

$$G \cdot H_{in} + Ls_{in} \cdot X_1 = G \cdot H_{out} + Ls_{out} \cdot X_2 \quad (\text{Geankoplis Page 603, 2003})$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
H_{in} &= 0.0210 && \text{kg H}_2\text{O/kg dry air} \\
Ls_{in} &= 18,902.8505 && \text{kg/jam} \\
X_1 &= 0.1218 && \text{kg H}_2\text{O/kg dry solid} \\
Ls_{out} &= 189.0285 \text{ kg/jam} + 18,713.8220 && \text{kg/jam} \\
&= 18,902.8505 && \text{kg/jam} \\
X_2 &= 0.0010 && \text{kg H}_2\text{O/kg dry solid}
\end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan persamaan (1) berikut ini.

$$0.0210 \quad G + 2,301.5692 = G.H_{out} + 18.9218 \dots\dots\dots(1)$$

Neraca Energi Vibrating Dryer (B-310) :

Persamaan umum neraca energi pada *Vibrating Area* :

$$G.\hat{H}_{in} + Ls.H'_{in} + Q = G.\hat{H}_{out} + Ls.H'_{out}$$

$$H's = Cp_s (Ts-T_0) + X.Cp_A (Ts-T_0)$$

(Geankoplis Eq. 9.10-26 Page 603, 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 :

$$\hat{H}_G = C_s (T_G - T_{ref}) + H \cdot \lambda_0 \quad \text{(Geankoplis Eq. 9.10-24 Page 603, 2003)}$$

$$C_s = 1.005 + 1.88 H \quad \text{(Geankoplis Eq. 9.3-6 Page 567, 2003)}$$

Keterangan :

- H = Humidity (kg H₂O/kg dry air)
- T = Suhu (°C)
- C_s = Humid heat (kJ/kg dry air)
- λ₀ = Panas laten (kJ/kg)
- T_{ref} = 25 °C

1) Masuk (\hat{H}_{in}) berdasarkan persamaan di atas :

$$\hat{H}_{in} = ((1.005 + 1.88 H_1) x (T_{G1} - T_{ref})) + (H_1 \cdot \lambda_0)$$

Dimana :

- H₁ = 0.0210 kg H₂O/kg dry air
- T_{G1} = 120 °C
- T_{ref} = 25 °C
- λ₀ = (H_v - h_L)
- = (2,547.2 - 104.89) kJ/kg
- = 2,442.3100 kJ/kg

Sehingga, didapatkan hasil sebagai berikut.

$$\hat{H}_{in} = (1.0445 x 95) + 51.3331$$

$$= 150.5620 \text{ kJ/kg dry air}$$

2) Keluar (\hat{H}_{out}) berdasarkan persamaan di atas :

$$\hat{H}_{out} = ((1.005 + 1.88 H_2) x (T_{G2} - T_{ref})) + (H_2 \cdot \lambda_0)$$

Dimana :

- T_{G2} = 52.9885 °C
- T_{ref} = 25 °C

$$\begin{aligned}\lambda_0 &= (H_V - H_L) \\ &= (2,547.2 - 104.89) \text{ kJ/kg} \\ &= 2,442.3100 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan persamaan (2) sebagai berikut.

$$\begin{aligned}\hat{H}_{out} &= ((1.005 + 1.88 H_2) \times 27.9885) + 2,442.3100 H_2 \\ &= (28.1284 + 52.6184 H_2) + 2,442.3100 H_2 \\ &= 28.1284 + 2,494.9284 H_2 \dots\dots\dots(2)\end{aligned}$$

Lalu, mensubstitusikan nilai \hat{H}_{in} dan \hat{H}_{out} ke dalam persamaan neraca energi :

$$G \cdot \hat{H}_{in} + Ls.H'in + Q = G \cdot \hat{H}_{out} + Ls.H'out$$

Dimana :

$$\begin{aligned}\hat{H}_{in} &= 150.5620 \text{ kJ/kg dry air} \\ Ls.H'in &= 111,153.7991 \text{ kJ/jam} \\ \hat{H}_{out} &= 28.1284 + 2,494.9284 H_2 \\ Ls.H'out &= 1,258,026.6581 \text{ kJ/jam} \\ Q &= 0.0000 \text{ kJ/jam (karena asumsi proses adiabatik)}\end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan persamaan (3) sebagai berikut.

$$\begin{aligned}G &= \frac{1,258,026.6581 - 111,153.7991}{(122.4335 - 2,494.9284 H_2)} \\ &= \frac{1,146,872.8590}{(122.4335 - 2,494.9284 H_2)} \dots\dots\dots(3)\end{aligned}$$

Kemudian, mensubstitusikan nilai G ke dalam persamaan (1) untuk mencari nilai H_{out} , dimana H_{out} adalah H_2 :

$$\begin{aligned}0.0210 G + 2,301.5692 &= G \cdot H_{out} + 18.9218 \\ 0.0210 G + 2,301.5692 &= G \cdot H_2 + 18.9218 \\ 0.0210 G - G \cdot H_2 &= -2,282.6475 \\ G (0.0210 - H_2) &= -2,282.6475 \\ \frac{24,105.2669 - 1,146,872.8590 H_2}{(122.4335 - 2,494.9284 H_2)} &= -2,282.6475 \\ 24,105.2669 - 1,146,872.8590 H_2 &= -279,472.5864 - 5,695,041.8890 H_2 \\ 24,105.2669 - 1,146,872.8590 H_2 &= -279,472.5864 + 5,695,041.8890 H_2 \\ -6,841,914.7479 H_2 &= -303,577.8534 \\ H_2 &= 0.0444 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry air}\end{aligned}$$

Untuk mencari nilai G, dilakukan substitusi nilai H_2 ke dalam persamaan (3) :

$$G = \frac{1,146,872.8590}{(122.4335 - 2,494.9284 H_2)}$$

Sehingga, didapatkan hasil sebagai berikut.

$$\begin{aligned}G &= 97,749.3368 \text{ kg/jam} \\ G &= 93,240.4265 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Untuk mencari nilai \hat{H}_{out} , dilakukan substitusi nilai H_2 ke dalam persamaan (2) :

$$\hat{H}_{out} = 28.1284 + 2,494.9284 H_2$$

Sehingga, didapatkan hasil sebagai berikut.

$$\hat{H}_{out} = 138.8292 \text{ kJ/kg dry air}$$

Enthalpy Udara Masuk

$$\begin{aligned} G \cdot \hat{H}_{in} &= 97,749.3368 \text{ kg/jam} \times 150.5620 \text{ kJ/kg dry air} \\ &= 14,717,331.3875 \text{ kJ/jam} \\ &= 3,517,530.5056 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Enthalpy Udara Keluar

$$\begin{aligned} G \cdot \hat{H}_{out} &= 97,749.3368 \text{ kg/jam} \times 138.8292 \text{ kJ/kg dry air} \\ &= 13,570,458.5285 \text{ kJ/jam} \\ &= 3,243,421.0111 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.31 Neraca Energi Sistem *Drying Area* (B-310)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	H (kkal/jam)	Aliran	H (kkal/jam)
Garam basah <11>	26,566.4249	Kristal NaCl <12>	300,675.9194
Udara masuk <35>	3,517,530.5056	Udara keluar <38>	3,243,421.0111
Total	3,544,096.9305	Total	3,544,096.9305

Dari Appendix A didapatkan data sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Massa aliran <16>} &= 18,874.1700 \text{ kg} \\ \text{Suhu garam masuk Cooling Area (T}_{S1}) &= 86.50 \text{ }^\circ\text{C} = 187.70 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Suhu garam keluar Cooling Area (T}_{S2}) &= 30.5 \text{ }^\circ\text{C} = 87 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari *website sampangkab.go.id* didapatkan data sebagai berikut :

$$\text{Percentage relative humidity udara} = 78 \text{ } \%$$

Perhitungan *partial pressure* (p_A) of water vapor in the air berdasarkan *Geankoplis 4th Ed eq. 9.3-4 page 566* :

Dari *steam table Geankoplis 4th Ed. page 962* didapatkan data sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Suhu dry bulb udara (T}_{DB}) \text{ masuk} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Total pressure (P)} &= 1 \text{ atm} \\ &= 101.325 \text{ kPa} \\ \text{Vapor pressure (p}_{AS}) \text{ of pure water} &= 4.2460 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_R &= 100 \cdot \frac{p_A}{p_{AS}} \\ p_A &= \frac{H_R}{100} \cdot p_{AS} \\ &= \frac{78}{100} \cdot 4.2460 \text{ kPa} \\ &= 3.3119 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Perhitungan *humidity udara masuk* (H_{in} atau H_1) berdasarkan *Geankoplis 4th Ed eq. 9.3-1*

page 565 :

$$\begin{aligned}
 H_{in} &= \frac{18.02}{28.97} \cdot \frac{P_A}{P - P_A} \\
 \text{atau} &= \frac{18.02}{28.97} \cdot \frac{3.3119 \text{ kPa}}{101.3250 \text{ kPa} - 3.3119 \text{ kPa}} \\
 &= 0.0210 \text{ kg H}_2\text{O/kg air}
 \end{aligned}$$

Dari Geankoplis 4th Ed. fig. 9.3-2 page 568 didapatkan data Tw sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu dry bulb udara masuk Cooling Area} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 86 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \text{Humidity 1 (H}_{in} \text{ atau H}_1) &= 0.0210 \\
 \text{Suhu wet bulb udara masuk (Tw)} &= 25.8 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 78.4 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 77 \text{ }^\circ\text{F}$$

Menghitung Suhu Udara Pendingin Keluar Vibrating Dryer (T_{G2}) :

$$N_T = \ln \frac{T_{G2} - T_w}{T_{G1} - T_w} \quad (\text{Badger dan Banchemo, 1995})$$

Umumnya, nilai NTU Dryer adalah 1,5 - 2,5 (Badger dan Banchemo, 1995). Oleh karena itu, diasumsikan nilai NTU yang diambil = 2.

$$\begin{aligned}
 2 &= \ln \frac{T_{G2} - 78.4}{86 - 78.4} \\
 7.3891 &= \frac{T_{G2} - 78.4}{86 - 78.4} \\
 T_{G2} &= 134.30 \text{ }^\circ\text{F} \\
 T_{G2} &= 56.83 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Enthalpy Garam Masuk

$$\begin{aligned}
 T_{S1} &= 359.6442 \text{ K} \\
 T_{ref} &= 298.50 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Mencari heat capacity of dry solid (Cps) NaCl berdasarkan Geankoplis 4th Ed. page 603 :

$$\begin{aligned}
 C_p &= 10.79 + (0.0042 \times T_{\text{masuk aliran}}) \\
 &= 10.79 + (0.0042 \times 359.64 \text{ K}) \\
 &= 12.3005 \text{ kkal/kmol.K} \\
 C_p &= \frac{12.3005 \text{ kkal/kmol.K}}{58.4428 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 0.2105 \text{ kkal/kg.K} \\
 C_{ps} &= C_p \text{ (kkal/kg.K)} \cdot \frac{m \text{ (kg/jam)}}{L_{S_{in}} \text{ (kg/jam)}} \\
 &= 0.2105 \cdot \frac{18,685.0819}{18,713.8220}
 \end{aligned}$$

$$= 0.2101 \quad \text{kka/kg.K}$$

Tabel B.32 Komposisi Garam Masuk Aliran <16>

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	18,685.0819	0.2105	0.2101
CaSO ₄	4.5249	0.1852	0.0000
CaCl ₂	4.1038	0.1648	0.0000
MgCl ₂	8.9088	0.1959	0.0001
KCl	7.4380	0.1628	0.0001
Mg(HCO ₃) ₂	1.9468	0.0839	0.0000
KBr	1.7731	0.1074	0.0000
KIO ₃	0.0447	0.1172	0.0000
H ₂ O	160.3480	0.3447	0.0030
Total	18,874.1700	1.5724	0.2134

$$\text{Total solid (Ls}_{in}) = 18,713.8220 \quad \text{kg/jam}$$

Mencari total enthalpi masuk *wet solid* (H's_{in}) berdasarkan *Geankoplis 4th Ed. eq. 9-10-25 page 603* :

$$\begin{aligned} \text{Total enthalpi masuk } wet \text{ solid (H's}_{in}) &= Cps (Ts_1 - T_{ref}) \\ &= 13.0457 \quad \text{kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Enthalpy garam masuk (Ls}_{in} \cdot H's_{in}) &= 244,134.5201 \quad \text{kkal/jam} \\ &= 1,021,458.8321 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

Enthalpy Garam yang Terikut Oleh Udara

$$\begin{aligned} T_{G2} &= 329.98 \quad \text{K} \\ T_{ref} &= 298.50 \quad \text{K} \end{aligned}$$

Asumsi : Material yang terbawa oleh udara pemanas adalah sebesar 1% dari total *flowrate* aliran <16>.

Mencari massa komponen NaCl aliran <57> :

$$\begin{aligned} m \text{ NaCl aliran } <57> &= 1\% \times m \text{ NaCl aliran } <16> \\ &= 1\% \times 18,685.0819 \quad \text{kg/jam} \\ &= 186.8508 \quad \text{kg/jam} \end{aligned}$$

Mencari *heat capacity of dry solid* (Cps) NaCl berdasarkan *Geankoplis 4th Ed. page 603* :

$$\begin{aligned} Cp &= 10.79 + (0.0042 \times T_{\text{keluar aliran } <57>}) \\ &= 10.79 + (0.0042 \times 329.98 \quad \text{K}) \\ &= 12.1759 \quad \text{kkal/kmol.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Cp &= \frac{12.1759 \quad \text{kkal/kmol.K}}{58.4428 \quad \text{kg/kmol}} \\ &= 0.2083 \quad \text{kkal/kg.K} \end{aligned}$$

$$Cps = Cp \text{ (kkal/kg.K)} \times \frac{m \text{ (kg/jam)}}{m \text{ (kg/jam)}}$$

$$\begin{aligned}
C_{ps} &= C_p \text{ (kkal/kg.K)} \cdot \frac{Ls \text{ (kg/jam)}}{186.8508} \\
&= 0.2083 \cdot \frac{189.0285}{186.8508} \\
&= 0.2059 \text{ kka/kg.K}
\end{aligned}$$

Tabel B.33 Komposisi Garam yang Terikut Oleh Udara Aliran <57>

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	188.7382	0.2083	0.2080
CaSO ₄	0.0457	0.1787	0.0000
CaCl ₂	0.0415	0.1638	0.0000
MgCl ₂	0.0900	0.1948	0.0001
KCl	0.0751	0.1547	0.0001
Mg(HCO ₃) ₂	0.0197	0.0832	0.0000
KBr	0.0179	0.1065	0.0000
KIO ₃	0.0005	0.1099	0.0000
H ₂ O	673.8101	0.4563	1.6265
Total	862.8386	1.6561	1.8347

$$\text{Total solid (Ls)} = 189.0285 \text{ kg/jam}$$

Mencari total enthalpi *wet solid* (H's) *feed* yang terikut oleh udara berdasarkan *Geankoplis 4th Ed. eq. 9-10-25 page 603* :

$$\begin{aligned}
\text{Total enthalpi wet solid (H's)} &= C_{ps} (T_{G2} - T_{ref}) \\
&= 57.7571 \text{ kkal/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Enthalpy garam terikut udara (Ls.H's)} &= 10,917.7322 \text{ kkal/jam} \\
&= 45,679.7916 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Enthalpy Garam Keluar

$$\begin{aligned}
T_{S2} &= 303.65 \text{ K} \\
T_{ref} &= 298.50 \text{ K}
\end{aligned}$$

Mencari *heat capacity of dry solid* (Cps) NaCl berdasarkan *Geankoplis 4th Ed. page 603* :

$$\begin{aligned}
C_p &= 10.79 + (0.0042 \times T_{\text{keluar aliran <17>}}) \\
&= 10.79 + (0.0042 \times 303.65 \text{ K}) \\
&= 12.0653 \text{ kkal/kmol.K}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
C_p &= \frac{12.0653 \text{ kkal/kmol.K}}{58.4428 \text{ kg/kmol}} \\
&= 0.2064 \text{ kkal/kg.K}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
C_{ps} &= C_p \text{ (kkal/kg.K)} \cdot \frac{m \text{ (kg/jam)}}{Ls_{out} \text{ (kg/jam)}} \\
&= 0.2064 \cdot \frac{18,496.3437}{18,524.7935} \\
&= 0.2061 \text{ kka/kg.K}
\end{aligned}$$

Tabel B.34 Komposisi Garam Keluar Aliran <17>

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	18,496.3437	0.2064	0.2061
CaSO ₄	4.4792	0.1725	0.0000
CaCl ₂	4.0623	0.1628	0.0000
MgCl ₂	8.8188	0.1937	0.0001
KCl	7.3629	0.1462	0.0001
Mg(HCO ₃) ₂	1.9271	0.0825	0.0000
KBr	1.7552	0.1057	0.0000
KIO ₃	0.0442	0.1033	0.0000
H ₂ O	160.3480	0.6120	0.0053
Total	18,685.1415	1.7853	0.2117

$$\text{Total solid (Ls}_{\text{out}}) = 18,524.7935 \text{ kg/jam}$$

Mencari total enthalpi keluar *wet solid* (H's_{out}) berdasarkan *Geankoplis 4th Ed. eq. 9-10-25 page 603* :

$$\begin{aligned} \text{Total enthalpi keluar } \textit{wet solid} \text{ (H's}_{\text{out}}) &= \text{Cps (Ts}_2 - \text{T}_{\text{ref}}) \\ &= 1.0901 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Enthalpy garam keluar (Ls}_{\text{out}} \cdot \text{H's}_{\text{out}}) &= 20,194.2141 \text{ kkal/jam} \\ &= 84,492.5916 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca Energi Cooling Area (B-317) :

Persamaan umum neraca energi pada *Cooling Area* :

$$G \hat{H}_1 + LsH'_1 + Q = G \hat{H}_2 + LsH'_2$$

(*Geankoplis Eq. 9.10-26 Page 603, 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 :

$$\begin{aligned} \text{Cp udara} &= 1.0048 \text{ kJ/kg} \\ \hat{H}_2 &= 31.9868 \text{ kJ/kg } \textit{dry air} \\ \hat{H}_1 &= 5.0240 \text{ kJ/kg } \textit{dry air} \\ \text{LsH}'_1 &= 1,027,306.5497 \text{ kJ/jam} \\ \text{LsH}'_2 &= 136,428.3372 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan persamaan (4) sebagai berikut.

$$\begin{aligned} 5.0240 \text{ G} + 1,027,306.5497 &= 31.9868 \text{ G} + 136,428.3372 \dots\dots\dots(4) \\ 5.0240 \text{ G} - 31.9868 \text{ G} &= 136,428.3372 - 1,027,306.5497 \\ -26.9628 \text{ G} &= -890,878.2125 \end{aligned}$$

$$G = 33,040.9647 \text{ kg/jam}$$

$$G = 32,058.3264 \text{ kg/jam}$$

Enthalpy Udara Masuk

$$\begin{aligned} G \cdot \hat{H}_1 &= 33,040.9647 \text{ kg/jam} \times 5.0240 \text{ kJ/kg dry air} \\ &= 165,997.8069 \text{ kJ/jam} \\ &= 39,674.4718 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Enthalpy Udara Keluar

$$\begin{aligned} G \cdot \hat{H}_2 &= 33,040.9647 \text{ kg/jam} \times 31.9868 \text{ kJ/kg dry air} \\ &= 1,056,876.0194 \text{ kJ/jam} \\ &= 252,599.7099 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.35 Neraca Energi Sistem *Cooling Area* (B-317)

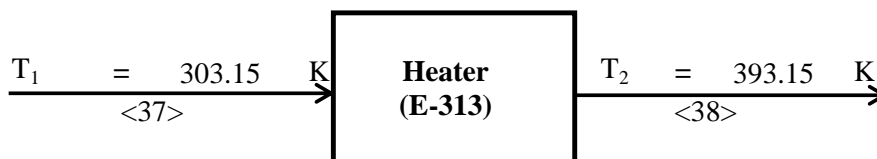
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	H (kkal/jam)	Aliran	H (kkal/jam)
Garam masuk <16>	244,134.7896	Garam keluar <17>	31,111.9806
Udara masuk <52>	39,674.4718	Udara keluar <57>	252,599.7099
Total	283,809.2615	Total	283,711.6905

5. Heater (E-313)

Fungsi : Sebagai alat untuk memanaskan udara menjadi 120°C sebelum masuk *Vibrating Dryer*.

Kondisi Operasi

$$\begin{aligned} P &: 1 \text{ atm} \\ T \text{ udara masuk} &: 303.15 \text{ K} \\ T \text{ udara keluar} &: 393.15 \text{ K} \\ T_{\text{ref}} &: 298.15 \text{ K} \end{aligned}$$



$$\text{Suhu udara masuk Heater } (T_1) = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu udara keluar Heater } (T_2) = 120 \text{ } ^\circ\text{C} = 393.15 \text{ K}$$

$$\text{Cp udara masuk} = 0.2409 \text{ kkal/kg.K (Geankoplis 4}^{\text{th}} \text{ Ed, 2003)}$$

$$\text{Cp udara keluar} = 0.2450 \text{ kkal/kg.K (Geankoplis 4}^{\text{th}} \text{ Ed, 2003)}$$

Neraca Energi Komponen NaCl Aliran <51> :

$$\begin{aligned}
 C_p &= 10.79 + (0.004 \times T_{\text{masuk aliran <51>}}) \\
 &= 10.79 + (0.004 \times 303.15 \text{ K}) \\
 &= 12.0632 \text{ kkal/kmol.K} \\
 C_p &= \frac{12.0632 \text{ kkal/kmol.K}}{58.4428 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 0.2064 \text{ kkal/kg.K} \\
 Q &= m \text{ (kg/jam)} \times C_p \text{ (kkal/kg.K)} \times \Delta T \text{ (K)} \\
 &= m \times C_p \times (T_{\text{masuk aliran <51>}} - T_{\text{ref}}) \\
 &= 0.0000 \times 0.2064 \times (303.15 - 298.15) \\
 &= 0.0000 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi Komponen NaCl Aliran <53> :

$$\begin{aligned}
 C_p &= 10.79 + (0.004 \times T_{\text{keluar aliran <53>}}) \\
 &= 10.79 + (0.004 \times 393.15 \text{ K}) \\
 &= 12.4412 \text{ kkal/kmol.K} \\
 C_p &= \frac{12.4412 \text{ kkal/kmol.K}}{58.4428 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 0.2129 \text{ kkal/kg.K} \\
 Q &= m \text{ (kg/jam)} \times C_p \text{ (kkal/kg.K)} \times \Delta T \text{ (K)} \\
 &= 0.0000 \times 0.2129 \times (393.15 - 298.15) \\
 &= 0.0000 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.36 Data Perhitungan Q Aliran Udara Masuk

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT (K)	Q (kkal/jam)
Aliran <51>				
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
KCl	0.0000	0.1619	5.0000	0.0000
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0744	5.0000	0.0000
KBr	0.0000	0.1057	5.0000	0.0000
KIO ₃	0.0000	0.1032	5.0000	0.0000
H ₂ O	1,959.7511	0.4656	5.0000	4,562.6835
Udara	93,240.4265	0.2409	5.0000	112,322.3834
Total	95,200.1776			116,885.0669

Berdasarkan data di atas didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{in}} = Q_{\text{in}} &= 116,885.0669 \text{ kkal/jam} \\
 &= 489,047.1201 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.37 Data Perhitungan Q Aliran Udara Keluar

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT (K)	Q (kkal/jam)
Aliran <53>				

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
KCl	0.0000	0.1664	95.0000	0.0000
Mg(HCO ₃) ₂	0.0000	0.0870	95.0000	0.0000
KBr	0.0000	0.1084	95.0000	0.0000
KIO ₃	0.0000	0.1255	95.0000	0.0000
H ₂ O	1,959.7511	0.4710	95.0000	87,698.3162
Udara	93,240.4265	0.2450	95.0000	2,169,862.4022
Total	95,200.1776			2,257,560.7184

Berdasarkan data di atas didapatkan :

$$\begin{aligned}\Delta H_{out} = Q_{out} &= 2,257,560.7184 \text{ kkal/jam} \\ &= 9,445,634.0456 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

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 :

$$\begin{aligned}\Delta H_{in} + Q_{steam} &= \Delta H_{out} \\ Q_{steam} &= \Delta H_{out} - \Delta H_{in} \\ &= (9,445,634.0456 - 489,047.120) \text{ kJ/jam} \\ &= 8,956,586.9255 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Oleh karena itu, *heater* ini membutuhkan fluida panas yang berfungsi sebagai pemanas berupa *saturated steam*, yang mana berdasarkan *Geankoplis 4th Ed. table A-2.9 page 962*, *steam* tersebut memiliki data sebagai berikut.

$$\begin{aligned}\text{Suhu steam} &= 130 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Tekanan steam} &= 270.1 \text{ kPa} = 2.67 \text{ atm} \\ H_v &= 2,720.5 \text{ kJ/kg} \\ H_L &= 546.31 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan :

$$\begin{aligned}\lambda_{steam} &= H_v - H_L \\ &= 2,720.5 \text{ kJ/kg} - 546.31 \text{ kJ/kg} \\ &= 2,174.18 \text{ kJ/kg} \\ m_{steam} &= \frac{Q_{steam}}{\lambda_{steam}} \\ &= \frac{8,956,586.9255 \text{ kJ/jam}}{2,174.18 \text{ kJ/kg}} \\ &= 4,119.5241 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Perhitungan Panas Aliran <61> Steam Masuk :

$$\begin{aligned}\Delta H_{s \text{ in}} &= m_{\text{steam}} (\text{kg/jam}) \quad \times H_v (\text{kJ/kg}) \\ &= 4,119.5241 \quad \times 2,720.5 \\ &= 11,207,124.1410 \text{ kJ/jam} \\ &= 2,678,569.9125 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Perhitungan Panas Aliran <62> Steam Keluar :

$$\begin{aligned}\Delta H_{s \text{ out}} &= m_{\text{steam}} (\text{kg/jam}) \quad \times H_L (\text{kJ/kg}) \\ &= 4,119.5241 \quad \times 546.31 \\ &= 2,250,537.2155 \text{ kJ/jam} \\ &= 537,891.8977 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Tabel B.38 Neraca Energi Sistem *Heater* (E-313)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	H (kkal/jam)	Aliran	H (kkal/jam)
Udara <51>	116,885.1960	Udara <53>	2,257,563.2107
Steam <61>	2,678,569.9125	Steam <62>	537,891.8977
Total	2,795,455.1084	Total	2,795,455.1084

APPENDIKS C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

1. Gudang Bahan Baku (F-111)

Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku rakyat sebagai persediaan produksi garam industri
 Tipe : < ci g]b[
 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 : 41839,40009 kg/jam
 Basis : 14058038,43 kg

Tabel C.1 Spesifikasi Garam Rakyat

Komposisi	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m³)	Volume (m³/jam)
NaCl	0,85284	35682,49	2170	16,44354
CaSO ₄	0,00754	315,62	2960	0,10663
CaCl ₂	0,00684	286,25	2150	0,13314
MgCl ₂	0,01485	621,42	2325	0,26728
KCl	0,01240	518,83	1988	0,26098
Mg(HCO ₃) ₂	0,00325	135,80	2344,6	0,05792
KBr	0,00296	123,68	2750	0,04497
KIO ₃	0,00007	3,12	3890	0,00080
H ₂ O	0,09924	4152,20	996	4,16887
Total	1,00000	41839,40		21,48414

T operasi = 30
 P operasi = 1
 Volume bahan baku = 21,48414 m³/jam x 336 jam
 = 7218,6702 m³
~~Q_{min}~~ ~~Z_{mf}~~ = 20% (Rovanessa, 2013)
 Volume bahan baku = 80% x Volume gudang
 Volume gudang = $\frac{\text{Volume bahan baku}}{80\%}$
 = $\frac{7218,670211 \text{ m}^3}{80\%}$
 = 9023,337764 m³
 = 318656,4661 ft³
 Tinggi gudang = 5 m (Asumsi)
 = 16,4042 ft
 Luas kebutuhan = 1804,667553
 = 19.425,2811 ft²
 Rasio panjang : lebar = 1 : 1 (Asumsi)
 Dengan demikian, didapatkan ukuran gudang sebesar :
 Panjang = 42,4814 m
 = 139,3746 ft

Lebar = 42,4814 m
 = 1.672,4961 in
 Tinggi = 5 m
 = 16,4042 ft

Tabel C.2 Spesifikasi Gudang Bahan Baku (F-111)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Gudang Bahan Baku (F-111)
Fungsi	Untuk menyimpan bahan baku rakyat sebagai persediaan produksi garam industri
Tipe	< ci gbl
Bentuk Bangunan	Fondasi berbentuk persegi panjang dengan atap tertutup
Bahan Konstruksi	Beton bertulang
Kapasitas (ton/jam)	42
Volume (ft ³)	318.657
Tinggi Gudang (ft)	17
Panjang Gudang (ft)	140
Lebar Gudang (in)	1.673
Jumlah (unit)	1

2. Screw Conveyor I (J-112)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat dari Gudang Bahan Baku ke
 Fc`7fi gYf I.
 Tipe : 7cbj Ynf dengan g`XgMMk dan dilengkapi dengan bYfa WYV
 WUf]b " "
 Bahan konstruksi : 7UVcb'gYY"
 Jumlah : 1 unit

Tabel C.3 Spesifikasi Garam Rakyat Masuk GWk 7cbj Ynf I

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,8528	17.919,9328	2.170	8,2580
CaSO ₄	0,0075	158,5083	2.960	0,0536
CaCl ₂	0,0068	143,7574	2.150	0,0669
MgCl ₂	0,0149	312,0801	2.325	0,1342
KCl	0,0124	260,5579	1.988	0,1311
Mg(HCO ₃) ₂	0,0032	68,1973	2.345	0,0291
KBr	0,0030	62,1121	2.750	0,0226
KIO ₃	0,0001	1,5652	3.890	0,0004
H ₂ O	0,0992	2.085,2561	996	2,0936
Total	1,0000	21.011,9673		10,7894

: YX = 21.011,9673 kg/jam
 Cj Y Xgl bZMf = 10% fK UUGRVY%(dU Y+L
 : YX desain (Q) = 1,1 x : YX
 = 1,1 x 21.011,9673 kg/jam
 = 23.346,6303 kg/jam
 = 23,3466 ton/jam
 Volume ZYX = 10,7894 m³/jam

$$\begin{aligned}
\text{Volume desain} &= 1,1 \times \text{Volume ZYY} \\
&= 1,1 \times 10,7894 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 11,9883 \text{ m}^3/\text{jam} \\
\text{Densitas } \rho &= 23.346,6303 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{11,9883 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
&= 1.947,4554 \text{ kg/m}^3 \\
&= 1,9475 \text{ ton/m}^3 \\
T \text{ operasi} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} \\
P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} \\
\text{Temperature } (t) &= 20 \text{ }^\circ
\end{aligned}$$

Nilai μ berdasarkan ρ dan t :

$$\mu \text{ (C)} = 0,65$$

Nilai ψ berdasarkan ρ dan t :

$$\psi = 0,125$$

Nilai n hingga didapatkan nilai D sesuai dengan ρ dan μ :

$$n = 18,1196 \text{ rpm}$$

Perhitungan nilai D berdasarkan ρ dan μ :

$$\begin{aligned}
D &= \sqrt[3]{\frac{4 \cdot Q \left(\frac{\text{ton}}{\text{jam}}\right)}{(60 \cdot \pi) \cdot (0,8 \cdot n \text{ (rpm)}) \cdot \psi \cdot \rho \left(\frac{\text{ton}}{\text{m}^3}\right) \cdot C}} \\
&= 0,6000 \text{ m} \\
&= 600,000 \text{ mm} \\
&= 23,6221 \text{ in}
\end{aligned}$$

Nilai n berdasarkan ρ dan μ :

$$\begin{aligned}
n_{\max} &= 75 \text{ rpm} \\
n_{\min} &= 15 \text{ rpm} \\
\text{Berdasarkan } \rho \text{ dan } \mu &= 30\% \\
n_{\max} &= 75 \text{ rpm} - (30\% \cdot 75 \text{ rpm}) \\
&= 52,5 \text{ rpm}
\end{aligned}$$

Nilai S berdasarkan ρ dan μ :

$$\begin{aligned}
S &= 0,8 \times D \\
&= 0,8 \times 0,6000 \text{ m} \\
&= 0,4800 \text{ m}
\end{aligned}$$

Perhitungan v berdasarkan ρ dan μ :

$$\begin{aligned}
v &= \frac{S \text{ (m)} \times n \text{ (rpm)}}{60} \\
&= \frac{0,4800 \times 18,1196}{60} \\
&= 0,1450 \text{ m/s} \\
&= 0,4756 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
c &= 60 \text{ s (Asumsi)} \\
\text{Panjang } g &= c \times d \times f \times g \times h \times i \times j \times k \times l \times m \times n \times o \times p \times q \times r \times s \times t \times u \times v \times w \times x \times y \times z \\
&= 0,1450 \text{ m/s} \times 60 \text{ s} \\
&= 8,6974 \text{ m} \\
&= 28,5348 \text{ ft} \\
\text{Jarak } g &= \text{Panjang } g \times \cos(\theta) \\
&= 8,6974 \text{ m} \times \cos(20^\circ) \\
&= 8,1729 \text{ m} \\
\eta &= 85\% \\
\omega &= 2,5 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Perhitungan dck Yf fYei jFYXzf gWk kUg\Yf berdasarkan 'Gdlj U_cj_g_ni%"%) 'dU Y ' :

$$\begin{aligned}
\text{Dck Yf (N)} &= \frac{Q \text{ (ton/jam)}}{367} \times (L \text{ (m)} \times \omega_o + H \text{ (m)}) \\
&= \frac{23,3466}{367} \times (8,6974 \times 3 + 8,1729) \\
&= 1,9031 \text{ kW} \\
\text{Dck Yf'UMi U} &= \frac{\text{Dck Yf' (N)}}{\eta} \\
&= \frac{1,9031 \text{ kW}}{85\%} \\
&= 2,2390 \text{ kW} \\
&= 3,0025 \text{ hp}_{(1)}
\end{aligned}$$

Perhitungan hfei YWdUMInzf gWk kUg\Yf berdasarkan 'Gdlj U_cj_g_ni%"% * 'dU Y ' :

$$\begin{aligned}
\text{Hfei YWdUMIn}(M) &= 975 \times \frac{\text{Dck Yf'UMi U' (kW)}}{\text{FchUj| gYX (rpm)}} \\
&= 975 \times \frac{2,2390}{18,1196} \\
&= 120,4772 \text{ kg.m} \\
&= 871,4130 \text{ IC.ft}
\end{aligned}$$

Tabel C.4 Spesifikasi Screw Conveyor I (J-112)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	GWk '7cbj Yraf' I (J-112)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat dari Gudang Bahan Baku ke Roll Crusher I.
Tipe	7cbj Yraf dengan g'XgWk dan dilengkapi dengan bYfa YXYVMUf b .
Bahan Konstruksi	7UFvcb gHY"
Kapasitas (ton/jam)	24
Diameter GWk' (in)	24
Panjang GWk' (ft)	29
GWk FchUjcb'GdYX (rpm)	19
@cUXDfcdi`gcbFUy (ft/s)	1
-bWbUjcb (°)	20
Hfei Y (lb/ft)	872
Dck Yf' (hp ₍₁₎)	4
Jumlah (unit)	1

3. Roll Crusher I (C-110)

Fungsi : Mengecilkan ukuran partikel garam rakyat menjadi 10 mesh untuk mengoptimalkan proses k_Ug_b " " " "

Tipe : 8ci VYfc``V_h g`Y`"

Bahan konstruksi : <| \ U`cng_hY`"

Jumlah : 1 unit

$$\begin{aligned} \text{Densitas } \rho &= 1.947,4554 \text{ kg/m}^3 \\ \text{5V_h U`]bdi hWdU_hh} &= 21.011,9673 \text{ kg/ jam} \\ \text{9Z_hW_hbV_hh} &= 75\% \quad \text{f}\theta[\text{ VYdU } Y) \% \&L \\ \text{Hc_f]h_hW`]bdi h} &= \frac{5\text{V_h U`]bdi hWdU_hh} \\ \text{WdU_hh}(m \text{ atau } Q) &= \frac{21.011,9673 \text{ kg/jam}}{75\%} \\ &= 28.015,9563 \text{ kg/jam} \\ &= 28,0160 \text{ ton/jam} \\ \text{: f]W_hcb W_hZ_hW_hh} &= 0,2 \quad \text{f}\theta\text{U_hfn_h5`"K]`g_hdU } Y%) \&L \\ \text{F. } \sin \theta &= \mu \cdot \text{F. } \cos \theta \quad \text{f}\theta[\text{ VYdU } Y) \% \&L \\ \sin \theta &= \mu \cdot \cos \theta \\ \theta &= \tan^{-1}(\mu) \\ &= \tan^{-1}(0,2) \\ &= 12,5666^\circ \\ \text{Max. Z_hY_hX_hU_hh Y_hh} (x_1) &= 4 \text{ mm (Asumsi)} \\ &= 0,004 \text{ m} \\ \text{Fc`g_hX_hg_hU_hbW } (L) &= 2 \text{ mm (Asumsi)} \\ &= 0,002 \text{ m} \end{aligned}$$

Perhitungan fc`gfU_hh_h g(R) berdasarkan 9[VY`e`" &dU } Y) \%&L :

$$\begin{aligned} \cos \theta &= \frac{R + L/2}{R + x_1/2} \\ \cos(12,5666) &= \frac{R + 1 \text{ mm}}{R + 2 \text{ mm}} \\ 0,9760 &= \frac{R + 1 \text{ mm}}{R + 2 \text{ mm}} \\ 0,9760 R + 1,9521 \text{ mm} &= R + 1 \text{ mm} \\ 0,9760 R - R &= (1 - 1,9521 \text{ mm}) \\ -0,0240 R &= -0,9521 \text{ mm} \\ R &= 39,7428 \text{ mm} \\ \text{Fc`gfU_hh_h g(R)} &= 39,7428 \text{ mm} \\ &= 0,0397 \text{ m} \\ \text{Fc`g_hX_hU_hh Y_hh} (D) &= 79,49 \text{ mm} \\ &= 0,079 \text{ m} \\ &= 3,129 \text{ in} \\ \text{7fi g`Y_hk]_hX_hh} (W) &= 1 \text{ m} \quad \text{f}\theta[\text{ VYdU } Y) \% \&L \end{aligned}$$

Perhitungan fc_hh_hcb_hg_hY_hX_h(N) berdasarkan 9[VYdU } Y) \% :

$$\text{Fc_hh_hcb_hg_hY_hX_h(N) = \frac{Q \text{ (kg/jam)}}{60 \cdot \pi \cdot D \text{ (m)} \cdot W \text{ (m)} \cdot L \text{ (m)} \cdot \rho \text{ (kg/m}^3)} \text{ rpm}$$

$$= \frac{28.015,9563}{60 \cdot \pi \cdot 0,079 \times 1 \times 0,002 \times 1.947,4554}$$

$$= 480,09 \text{ rpm}$$

$$8]Ua Yf'ci ldi h(x_2) = 2 \text{ mm}$$

$$= 0,002 \text{ m}$$

Perhitungan FYX WjcbfUjc' (Rd) berdasarkan 9[VYdU Y] % :

$$FYX WjcbfUjc' (Rd) = \frac{x_1}{x_2}$$

$$= \frac{0,004 \text{ m}}{0,002 \text{ m}}$$

$$= 2 \text{ (memenuhi)}$$

Karena, berdasarkan 9[VYdU Y] % :

$$AU "FYX WjcbfUjc = 5 : 1$$

$$Kcf_jbxl (Wi) = 8,78 \text{ kWh/ ton}$$

Perhitungan dck Yf' (W) berdasarkan 'AWUYe"fb%SLdU Y-*(:

$$Dck Yf' (W) = m \left(\frac{\text{ton}}{h} \right) \cdot 0,3162 \cdot Wi \left(\frac{1}{\sqrt{x_2}} - \frac{1}{\sqrt{x_1}} \right)$$

$$= 16,1085 \text{ kW}$$

$$= 21,6019 \text{ hp}_{(1)}$$

Tabel C.5 Spesifikasi Roll Crusher I (C-110)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Fc``7fi g`Yf'I (C-110)
Fungsi	Mengcilkan ukuran partikel garam rakyat menjadi 4 mm untuk mengoptimalkan proses kUg`jbl .
Tipe	8ci VYfc``M g`Yf"
Bahan Konstruksi	<]l \ U`cng`Yf"
Kapasitas (ton/jam)	29
Diameter Fc`` (in)	4
Kecepatan Rotasi' (rpm)	480
Ukuran : YX (mm)	4
Ukuran Produk (mm)	2
FYX WjcbfUjc	2,0
Dck Yf' (hp ₍₁₎)	22
Jumlah (unit)	1

4. Screener I (H-113)

Fungsi : Menyaring garam rakyat sehingga didapatkan garam rakyat dengan ukuran maksimal 10 mesh.

Tipe : <]l \ g`YXj]FUjbl : g`Yf"

Bahan konstruksi : 7UFcb`g`Yf"

Jumlah : 1 unit

Berdasarkan DYfmg7\Ya]W`9bl]bYfjg< UbXcc_+`h`9X`HUY%!*`dU Y% !&SZ diperoleh data untuk menyaring garam ukuran 10 mesh sebagai berikut.

$$Hmf`Yeij]UYbhXg] bujct = 10 \text{ mesh}$$

$$G]j Ycd]b] (a) = 2 \text{ mm}$$

$$= 0,002 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,0787 \text{ in} \\
 K \text{ (d)} &= 0,9000 \text{ mm} \\
 &= 0,0009 \text{ m} \\
 G \text{ (b)} &= 2 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

Arti 10 mesh : Dalam setiap 1 in² bidang jaring terdapat 10 lubang.

Perhitungan luas (A) berdasarkan:

$$\text{Luas (A)} = \frac{0,4 \times Ct}{Cu \times Foa \times Fs}$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 C \text{ (Ct)} &= 22.117,8603 \text{ kg/jam} \\
 &= 22,1179 \text{ ton/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 I \text{ (Cu)} &= 0,9 \text{ ton/h.ft}^2 \\
 &= 0,0836 \text{ ton/h.m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C \text{ (Foa)} &= 100 \times a^2 \times m^2 \\
 &= 100 \times a^2 \times \left(\frac{1}{a + d} \right)^2 \\
 &= 47,5624
 \end{aligned}$$

$$G \text{ (Fs)} = 0,5$$

Maka, didapatkan :

$$\text{Luas (A)} = \frac{0,4 \times Ct}{Cu \times Foa \times Fs}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas (A)} &= \frac{0,4 \times 22,1179 \text{ ton/h}}{0,0836 \text{ ton/h.m}^2 \times 47,5624 \times 0,5} \\
 &= 4,4494 \text{ m}^2 \\
 &= 47,8924 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dimensi :

$$\text{Rasio panjang : lebar} = 2 : 1 \quad (\text{Asumsi})$$

Dengan demikian, didapatkan ukuran sebesar :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 2,9831 \text{ m} \\
 &= 9,7870 \text{ ft} \\
 \text{Lebar} &= 1,4915 \text{ m} \\
 &= 58,7219 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tabel C.6 Spesifikasi Screener I (H-113)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Screener I (H-113)
Fungsi	Menyaring garam rakyat sehingga didapatkan garam rakyat dengan ukuran maksimal 10 mesh.
Tipe	"
Bahan Konstruksi	"
Kapasitas (ton/jam)	23
Luas (ft ²)	48
Jumlah (unit)	1

5. Bucket Elevator I (J-114)

Fungsi : Mengangkut bahan baku (garam rakyat) yang tidak lolos (diameter lebih dari 2mm) dari output ke input ke input

Elevator type : <||\!g|YXWbf|Z|U XgWU|Y
 Bucket type : Deep Bucket
 Bahan konstruksi : 7UFVcbGY

Tabel C.7 Spesifikasi Garam Pada Bucket Elevator I (J-114)

No	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg/jam)	Densitas (Kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
1	NaCl	0,8528	943,1544	2.170	0,43463335
2	CaSO ₄	0,0075	8,3425	2.960	0,00281843
3	CaCl ₂	0,0068	7,5662	2.150	0,00351915
4	MgCl ₂	0,0149	16,4253	2.325	0,00706463
5	KCl	0,0124	13,7136	1.988	0,00689817
6	Mg(HCO ₃) ₂	0,0032	3,5893	2.345	0,00153089
7	NaBr	0,0030	3,2691	2.750	0,00118875
8	KIO ₃	0,0001	0,0824	3.890	2,1177E-05
9	H ₂ O	0,0992	109,7503	996	0,11019109
Total		0,0000	1105,893014		0,56786564

Feed = 1105,89301 kg/jam
 Feed Desain (Q) = 1,1 Feed = 1216,48231 kg/jam
 Volume feed = 0,56786564
 Volume desain = 1,1 Volume feed = 1,1 x 0,56786564 = 0,6246522
 Bulk Density (y) = 1216,48231 kg/jam x $\frac{1}{0,6246522}$ m³/jam = 1947,45542 kg/m³
 T operasi = 30 °C
 P operasi = 1 atm
 Height Elevator (H) = 3 m
 Inclinasi = 0 °
 Bucket efficiency (ψ) = 0,8
 Belt speed (v) = 1,6

$$\frac{l_0}{a} = \frac{Q}{3.6v\psi y}$$

$$= \frac{1216,482315}{3,6 \times 1,6 \times 0,8 \times 1947,45542}$$

$$= 0,135558203$$
 Bucket capacity (l₀) = 0,75 liter
 Bucket spacing (a) = 300 mm = 0,3 m

$$\frac{l_0}{a} = 2,5 \quad (\text{Spivakovsky, table 23, page 258})$$
 Bucket Width = 135 mm (Spivakovsky, table 23, page 258)
 Resistance Factor
 K1 = 2,5 (Spivakovsky, table 24, page 259)
 K2 = 0,6 (Spivakovsky, table 24, page 259)
 K3 = 1,6 (Spivakovsky, table 24, page 259)
 q₀ = Q x K2 = 1216,48231 x 0,6 = 0,729889389

$$q = \frac{Q}{3.6v} = \frac{1216,482315}{3,6 \times 1,6}$$

$$= 0,211194846$$

Max static tensor = $1.15 H (q + K1q0)$

$$= 1,15 \times 3 (0,211194846 + (2,5 \times 0,72988939))$$

$$= 6,9646453$$

Power = $\frac{QH}{367} (1.15 + K2K3)$

$$= \frac{1216,48 \times 3 \times (1,15 + 0,6 \times 1,6)}{367}$$

$$= 0,02080477 \text{ kW}$$

Efficiency = 70%

Power Actual = $\frac{\text{Power}}{\text{Efficiency}} = \frac{0,020804774}{70\%}$

$$= 0,02972111 \text{ kW}$$

$$= 0,03985666 \text{ hp}$$

Tabel C.8 Spesifikasi Bucket Elevator I (J-114)

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	Bucket Elevator I (J-114)
Fungsi	Mengangkut bahan baku (garam rakyat) yang tidak lolos saringan (diameter lebih dari 2mm) dari silo ke silo
Tipe Elevator	Deep Bucket
Tipe Bucket	Deep Bucket
Bahan Konstruksi	Stainless Steel
Kapasitas (ton/jam)	2
Tinggi (ft)	10
Kecepatan belt (m/s)	1,6
Kapasitas bucket (liter)	0,75
Lebar Bucket (in)	6
Tinggi bucket (in)	4
Jarak antar Bucket (in)	12
Power (hp)	1
Jumlah (Unit)	1

6. Bucket Elevator II (J-211)

Fungsi : Mengangkut bahan baku (garam rakyat) dengan ukuran 2 mm dari silo ke Silo I

Elevator type : Deep Bucket

Bucket type : Deep Bucket

Bahan konstruksi : Stainless Steel

Tabel C.9 Spesifikasi Garam Pada Bucket Elevator II (J-211)

No	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg/jam)	Densitas (Kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
1	NaCl	0,8528	17919,9328	2.170	8,25803357
2	CaSO ₄	0,0075	158,508317	2.960	0,05355011
3	CaCl ₂	0,0068	143,757435	2.150	0,06686392
4	MgCl ₂	0,0149	312,08008	2.325	0,13422799
5	KCl	0,0124	260,557852	1.988	0,13106532
6	Mg(HCO ₃) ₂	0,0032	68,1973344	2.345	0,02908698
7	NaBr	0,0030	62,1121032	2.750	0,02258622

8	KIO ₃	0,0001	1,56516849	3.890	0,00040236
9	H ₂ O	0,0992	2085,25612	996	2,09363065
Total		1,0000	21011,9673		10,7894471

Feed = 21011,96726 kg/jam
 Feed Desain (Q) = 1,1 Feed
 = 23113,16398 kg/jam
 Volume feed = 10,78944711
 Volume desain = 1,1 Volume feed = 1,1 x 10,7894471
 = 11,86839182
 Bulk Density (y) = 23113,16398 kg/jam x $\frac{1}{11,8683918}$ m³/jam
 = 1947,45542 kg/m³
 T operasi = 30 °C
 P operasi = 1 atm
 Height Elevator (H) = 8 m
 Inclinas = 0 °
 Bucket efficiency (ψ) = 0,8
 Belt speed (v) = 1,6 m/s

$$\frac{lo}{a} = \frac{Q}{3.6v\psi y}$$

$$= \frac{23113,16398}{3,6 \times 1,6 \times 0,8 \times 1947,45542}$$

$$= 2,5756$$
 Bucket capacity (l₀) = 1,1 liter
 Bucket spacing (a) = 300 mm = 0,3 m = 11,8110236 in

$$\frac{lo}{a} = 3,666666667$$
 (Spivakovsky, table 23, page 258)
 Bucket Width = 160 mm (Spivakovsky, table 23, page 258)
 = 6,299212598 in
 Resistance Factor :
 K1 = 2,5 (Spivakovsky, table 24, page 259)
 K2 = 0,5 (Spivakovsky, table 24, page 259)
 K3 = 1,6 (Spivakovsky, table 24, page 259)
 q₀ = Q x K2 = 23113,164 x 0,5
 = 11,55658199
 q = $\frac{Q}{3.6v} = \frac{23113,16398}{3,6 \times 1,6}$
 = 4,01270208
 Max static tension = 1.15 H (q + K1q₀)
 = 1,15 x 8 x (4,0127 + (2,5 x 11,5566))
 = 302,718245
 Power = $\frac{QH}{367}(1.15 + K2K3)$
 = $\frac{23113,2 \times 8}{367} \times (1,15 + (0,5 \times 1,6))$
 = 0,98246692 kW
 Efficiency = 70%

$$\begin{aligned} \text{Power Actual} &= \frac{\text{Power}}{\text{Efficiency}} = \frac{0,98246692}{70\%} \\ &= 1,40352417 \text{ kW} \\ &= 1,88215691 \text{ hp} \end{aligned}$$

Tabel C.10 Bucket Elevator II (J-211)

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	6i Wm9 Y Ucf II (J-211)
Fungsi	Mengangkut bahan baku (garam rakyat) dengan ukuran 2 mm dari fc` W g` Y ke G`c` I
Tipe Elevator	<][\` g`YX`Wbf]Z [U`X]g`WUf[Y
Tipe Bucket	Deep bucket
Bahan Konstruksi	Carbon Steel
Kapasitas (ton/jam)	24
Tinggi (ft)	26
Kecepatan belt (m/s)	1,6
Kapasitas bucket (liter)	1,1
Lebar Bucket (in)	7
Tinggi bucket (in)	7
Jarak antar Bucket (in)	12
Power (hp)	2
Jumlah (Unit)	1

7. Silo I (F-212)

- Fungsi : Sebagai tempat penampungan sementara garam rakyat sebelum masuk ke A]f`Hb_ I.
- Tipe : Silinder dengan tutup atas g`Ub`Xf`X]g`YX`YUX dan tutup bawah Wb]W"
- Bahan konstruksi : G5!& S; fUXYA`HndY" %*"
- Jumlah : 1 unit

$$\begin{aligned} T \text{ operasi} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} \\ P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} \\ < c`Xi`d`h`a`Y &= 1 \text{ jam (Asumsi)} \\ : YX &= 21.012 \text{ kg/jam} \\ &= 21 \text{ ton/jam} \\ : YX \text{ tinggal} &= : YX \times < c`Xi`d`h`a`Y \\ &= 21.012 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 21.012 \text{ kg} \\ &= 21,012 \text{ ton} \\ \text{Volume ZYX} &= 10,7894 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Volume ZYX tinggal} &= \text{Volume ZYX} \times < c`Xi`d`h`a`Y \\ &= 10,7894 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 10,7894 \text{ m}^3 \\ \text{G`U`h`n`Z`U`c`f} &= 20\% \text{ (Rovanessa, 2013)} \\ \text{Sehingga,} \\ \text{Volume g`c} &= \frac{\text{Volume ZYX tinggal}}{80\%} \\ &= \frac{10,7894 \text{ m}^3}{80\%} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & \frac{80\%}{=} \\
 & = 13,4868 \text{ m}^3 \\
 & = 476,2826 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki :

$$V_{\text{silinder}} = (1/4) \times (\pi \times ID^2 \times Ls)$$

Dimana,

$$\text{Tinggi silinder (Ls)} = 1,5 \times ID$$

Maka didapatkan,

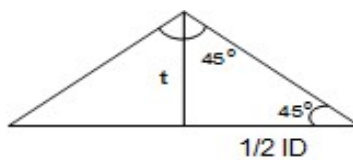
$$V_{\text{silinder}} = 1,1781 \times ID^3$$

Untuk $V_{\text{tutup bawah}}$ digunakan tutup bawah berbentuk **Wb|W** dengan 90° .

maka,

$$\alpha = 90^\circ$$

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(1/2 \alpha) \\
 &= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(45^\circ)
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 V_{\text{tutup bawah}} &= V_{\text{conical}} \\
 &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times t \\
 &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times \left(\frac{1}{2} \times ID \times \tan 45^\circ \right) \\
 &= \frac{\pi}{24} \times (ID^3 \times \tan 45^\circ)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,1309 \times ID^3 \\
 V_{\text{tutup atas}} &= 0,0847 \times ID^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tutup}} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{tutup atas}} \\
 &= 0,1309 \times ID^3 + 0,0847 \times ID^3 \\
 &= 0,2156 \times ID^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{silo}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup}} \\
 13,4868 \text{ m}^3 &= 1,1781 \times ID^3 + 0,2156 \times ID^3
 \end{aligned}$$

$$ID^3 = 9,6770 \text{ m}^3$$

$$ID = 2,1310 \text{ m}$$

$$= 83,8970 \text{ in}$$

$$r_i = 1,0655 \text{ m}$$

$$= 41,9485 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi silinder (Ls)} = 3,1965 \text{ m}$$

$$= 10,4871 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Wb|W (hb)} = 1,0655 \text{ m}$$

$$= 3,4957 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tutup atas (ha)} = 0,169 \times ID$$

$$= 0,169 \times 2,1310 \text{ m}$$

$$= 0,3601 \text{ m}$$

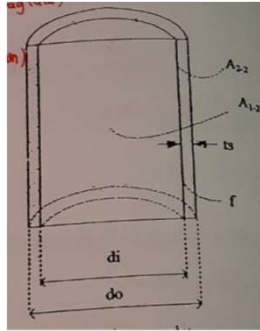
$$= 1,1815 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki (H)} = Ls + ha + hb$$

$$= (3,1965 + 0,3601 + 1,0655) \text{ m}$$

$$= 4,6221 \text{ m}$$

$$= 15,1644 \text{ ft}$$



Material = CS-160
 $f = 18.750 \text{ psi}$
 $E = 0,8$ (Sambungan 8ci VYkYXXVI li'c]bh)
 $C = 0,125 \text{ in}$

Perhitungan tekanan desain :

$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$
 $= 14,5038 \text{ psia}$

$P_{\text{beban}} = \frac{F}{A}$

Dimana,

$F = m \times g$
 $= 21.012 \text{ kg} \times 9,8 \text{ m/s}^2$
 $= 205.917 \text{ kg.m/s}^2$
 $= 205.917 \text{ N}$

$A = \pi \cdot r^2 + \pi \cdot r \cdot s$
 $= \pi \cdot r^2 + \pi \cdot r \cdot \left(\frac{r}{\sin 45^\circ} \right)$
 $= \pi \cdot 1,0655^2 + \pi \cdot 1,0655 \cdot \left(\frac{1,0655}{\sin 45^\circ} \right)$
 $= 8,6105 \text{ m}^2$

Maka didapatkan,

$P_{\text{beban}} = \frac{205.917 \text{ N}}{8,6105 \text{ m}^2}$
 $= 23.914,7945 \text{ N/m}^2$
 $= 3,4686 \text{ psig}$

$P_{\text{total}} = P_{\text{beban}}$
 $= 3,4686 \text{ psig}$

$P_{\text{design}} = 1,1 \times P_{\text{total}}$
 $= 1,1 \times 3,4686 \text{ psig}$
 $= 3,8154 \text{ psig}$
 $= 3,8154 \text{ lb/in}^2$

Perhitungan tebal tangki :

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan

$t_s = \frac{P \text{ (lb/in}^2\text{)} \times r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \times E - 0,6 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)}$
 $= \frac{3,8154 \times 41,9485}{18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 3,8154} + 0,1250$

$$= 0,1357 \text{ in}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan ASME VIII maka

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

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Perhitungan OD :

$$\text{OD} = \text{ID (in)} + 2 \times t_s \text{ (in)}$$

$$= 83,8970 + 2 \times 0,1875$$

$$= 84,2720 \text{ in}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan ASME VIII maka

$$\text{OD} = 90 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 5,50 \text{ in}$$

$$r = 90 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (L_s) yang baru adalah

$$\text{ID} = \text{OD (in)} - 2 \times t_s \text{ (in)}$$

$$= 90 - 2 \times 0,1875$$

$$= 89,625 \text{ in}$$

$$L_s = 134,438 \text{ in}$$

Perhitungan tebal tutup tangki :

Perhitungan tebal tutup bawah (t_{hb}) berdasarkan ASME VIII (Equation 2.1) :

$$t_{hb} = \frac{P \times D_e}{2 \times \cos\left(\frac{1}{2} \alpha\right) \left(f \times E - 0,6 \times P\right)} + C$$

Dimana :

$$P = 3,8154 \text{ lb/in}^2$$

$$D_e = \text{ID}$$

$$= 89,625 \text{ in}$$

$$\alpha = 90^\circ$$

$$1/2 \alpha = 45^\circ$$

$$\cos(1/2 \alpha) = 0,7$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai t_{hb} adalah :

$$t_{hb} = 0,1411 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in}$$

Perhitungan tebal tutup atas (t_{ha}) berdasarkan ASME VIII (Equation 2.2) :

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)} \times r \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \times E - 0,1 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)}$$

$$= \frac{0,885 \times 3,8154 \times 90}{0,8 \times 0,8 - 0,1 \times 3,8154} + 0,125$$

$$= 0,1453 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in}$$

Tabel C.11 Spesifikasi Silo I (F-212)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Silo I (F-212)
Fungsi	Sebagai tempat penampungan sementara garam

Jumlah	rakyat sebelum masuk ke A F Hb L
Tipe	Silinder dengan tutup atas dan bawah
Bahan Konstruksi	CS; fUYA HnY" %"
Kapasitas (ton/jam)	22
Volume (ft ³)	14
7cb]W'5b[Y (°)	90
Diameter Dalam (in)	90
Tinggi Silinder (ft)	135
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tinggi Tutup Bawah (ft)	4
Tebal Tutup Bawah (in)	0,1875
Tinggi Tutup Atas (ft)	2
Tebal Tutup Atas (in)	0,1875
Jumlah (unit)	1

8. Mixer Tank (M-210)

- Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara garam rakyat dengan WF]bY (proses pencucian I).
- Tipe : Silinder dengan tutup atas dan bawah
- Bahan konstruksi : CS; fUYA HnY" %"
- Jumlah : 1 unit.

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

Komponen	Solubility (kg/kg H ₂ O)
NaCl	0,3609
CaSO ₄	0,00264
CaCl ₂	1,02
MgCl ₂	0,56
KCl	0,372
Mg(HCO ₃) ₂	0,077
KBr	0,707
KIO ₃	0,103

Tabel C.13 Spesifikasi Feed Garam Rakyat Aliran <9>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,8528	17.919,9328	2.170	8,2580
CaSO ₄	0,0075	158,5083	2.960	0,0536
CaCl ₂	0,0068	143,7574	2.150	0,0669
MgCl ₂	0,0149	312,0801	2.325	0,1342
KCl	0,0124	260,5579	1.988	0,1311
Mg(HCO ₃) ₂	0,0032	68,1973	2.345	0,0291
KBr	0,0030	62,1121	2.750	0,0226
KIO ₃	0,0001	1,5652	3.890	0,0004
H ₂ O	0,0992	2.085,2561	996	2,0936
Total	1,0000	21.011,9673		10,7894

- Massa garam = 21.011,9673 kg
- Massa H₂O = 2.085,2561 kg
- Massa g'X = massa garam - massa H₂O

$$\begin{aligned}
 &= 18.926,7111 \text{ kg} \\
 \text{Volume garam} &= 10,7894 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume H}_2\text{O} &= 2,0936 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume g'X} &= \text{Volume garam} - \text{volume H}_2\text{O} \\
 &= 8,6958 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Tabel C.14 Spesifikasi Feed Brine Aliran <42>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)	BM	Kmol	Fraksi Mol	Densitas Parsial
NaCl	0,2652	7.995,85	2.170	3,6847	58,44	136,8	0,10	217,303
CaSO ₄	0,0000	0,00	2.960	0,0000	136,14	0	0,00	0
CaCl ₂	0,0000	0,00	2.150	0,0000	110,98	0	0,00	0
MgCl ₂	0,0000	0,00	2.325	0,0000	95,21	0	0,00	0
KCl	0,0000	0,00	1.988	0,0000	74,55	0	0,00	0
Mg(HCO ₃) ₂	0,0000	0,00	2.345	0,0000	146,34	0	0,00	0
KBr	0,0000	0,00	2.750	0,0000	119,00	0	0,00	0
KIO ₃	0,0000	0,00	3.890	0,0000	214,00	0	0,00	0
H ₂ O	0,7348	22.155,31	996	22,2443	18,02	1229	0,90	896,261
Total	1,0000	30.151,16		25,929		1366		1113,56

$$\begin{aligned}
 \text{Massa garam} &= 30.151,1645 \text{ kg} \\
 \text{Massa H}_2\text{O} &= 22.155,3123 \text{ kg} \\
 \text{Massa g'X} &= \text{massa garam} - \text{massa H}_2\text{O} \\
 &= 7.995,8522 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume garam} &= 25,9290 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume H}_2\text{O} &= 22,2443 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume g'X} &= \text{Volume garam} - \text{volume H}_2\text{O} \\
 &= 3,6847 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Tabel C.15 Spesifikasi Garam Keluar Aliran <10>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,8528	17.919,9328	2.170	8,2580
CaSO ₄	0,0075	111,7163	2.960	0,0377
CaCl ₂	0,0068	71,8787	2.150	0,0334
MgCl ₂	0,0149	156,0400	2.325	0,0671
KCl	0,0124	130,2789	1.988,0	0,0655
Mg(HCO ₃) ₂	0,0032	34,0987	2.345	0,0145
KBr	0,0030	31,0561	2.750	0,0113
KIO ₃	0,0001	0,7826	3.890	0,0002
H ₂ O	0,0992	2.085,2561	996,00	2,0936
Total	1,0000	20.541,0403		10,5815

Tabel C.16 Spesifikasi Brine Keluar Aliran <10>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,2611	7.995,8522	2.170	3,6847
CaSO ₄	0,0015	46,7920	2.960	0,0158
CaCl ₂	0,0023	71,8787	2.150	0,0334
MgCl ₂	0,0051	156,0400	2.325	0,0671
KCl	0,0043	130,2789	1.988	0,0655

Mg(HCO ₃) ₂	0,0011	34,0987	2.345	0,0145
KBr	0,0010	31,0561	2.750	0,0113
KIO ₃	0,0000	0,7826	3.890	0,0002
H ₂ O	0,7235	22.155,3123	996	22,2443
Total	1,0000	30.622,0915		26,1369

$$\begin{aligned} \text{Densitas } \rho \text{ (kg/m}^3\text{)} &= \frac{\text{Massa (kg)}}{\text{Volume (m}^3\text{)}} \\ &= \frac{26.922,5633 \text{ kg}}{12,3805 \text{ m}^3} \\ &= 2.174,5870 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter partikel (D}_p\text{)} &= 2 \text{ mm} \\ &= 0,002 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Difusivitas NaCl (D}_{AB}\text{)} = 0,00000000281 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas } \mu \text{ (kg/m}\cdot\text{s)} &= 0,8647 \text{ cp} \\ &= 0,0009 \text{ kg/m}\cdot\text{s} \\ &= 3,1129 \text{ kg/m}\cdot\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas } \rho \text{ (kg/m}^3\text{)} = 1.113,5641 \text{ kg/m}^3$$

Perhitungan N_{sc} berdasarkan ;

$$\begin{aligned} N_{sc} &= \frac{\mu \text{ (kg/m}\cdot\text{s)}}{D_{AB} \text{ (m}^2/\text{s)} \cdot \rho \text{ (kg/m}^3\text{)}} \\ &= \frac{0,0009}{0,00000000281 \times 1.113,5641} \\ &= 0,0768 \end{aligned}$$

$$g \text{ (m/s}^2\text{)} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

Perhitungan v_t berdasarkan ;

$$\begin{aligned} v_t &= \frac{g \times D_p^2 \times (\rho_{\text{solid}} - \rho)}{18 \cdot \mu} \\ &= \frac{9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (0,004 \text{ m})^2 \times (2054,7896 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 1113,8321 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})}{18 \times 3,1057 \text{ kg/m}\cdot\text{jam}} \\ &= 0,00074 \text{ m/s}^2 \end{aligned}$$

Perhitungan N_{Re} berdasarkan ;

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D_p \text{ (m)} \times v_t \text{ (m/s}^2\text{)} \times \rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\mu \text{ (kg/m}\cdot\text{s)}} \\ &= \frac{0,002 \times 0,00074 \times 1.113,5641}{0,0009} \\ &= 6.882,6625 \end{aligned}$$

$$C_p = 0,46$$

Perhitungan N_{sh} dan k_c berdasarkan ;

$$\begin{aligned} N_{sh} &= 0,664 \times N_{Re}^{0,5} \times N_{sc}^{1/3} \\ &= 0,664 \times (6.882,6625)^{0,5} \times (0,0768)^{1/3} \\ &= 23,4113 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu pengaliran} &= \frac{D_{AB} \text{ (m}^2\text{/s)}}{D_p \text{ (m)}} \times N_{sh} \\
 &= \frac{0,0000000281}{0,002} \times 23,4113 \\
 &= 0,00003 \text{ m/s} \\
 \text{Volume partikel} &= \frac{4}{3} \times \Pi \times \left(\frac{D_p \text{ (mm)}}{2}\right)^3 \\
 &= \frac{4}{3} \times \Pi \times \left(\frac{2}{2}\right)^3 \\
 &= 4,1888 \text{ mm}^3 \\
 &= 0,000000041888 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Contoh perhitungan untuk komponen MgCl_2 :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= \text{Volume } \text{MgCl}_2 \text{ garam} + \text{Volume } \text{MgCl}_2 \text{ terlarut} \\
 &= 0,1342 \text{ m}^3 + 0,0000 \text{ m}^3 \\
 &= 0,1342 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Konsentrasi jenuh (C}_s\text{)} &= 0,56 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times \frac{\rho \text{ H}_2\text{O (kg/m}^3\text{)}}{1000 \text{ dm}^3\text{/m}^3} \\
 &= 0,56 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times \frac{996,00 \text{ kg/m}^3}{1000 \text{ dm}^3\text{/m}^3} \\
 &= 0,5578 \text{ kg/dm}^3 \text{ H}_2\text{O} \\
 &= 0,5578 \text{ kg/liter H}_2\text{O} \\
 &= 557,7600 \text{ kg/m}^3 \text{ H}_2\text{O}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Konsentrasi masuk (C}_m\text{)} &= 0,0000 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times \frac{\rho \text{ H}_2\text{O (kg/m}^3\text{)}}{1000 \text{ dm}^3\text{/m}^3} \\
 &= 0,0000 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times \frac{0,00 \text{ kg/m}^3}{1000 \text{ dm}^3\text{/m}^3} \\
 &= 0,0000 \text{ kg/dm}^3 \text{ H}_2\text{O} \\
 &= 0,0000 \text{ kg/liter H}_2\text{O} \\
 &= 0,0000 \text{ kg/m}^3 \text{ H}_2\text{O}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa } \text{MgCl}_2 \text{ terlarut} &= \text{MgCl}_2 \text{ garam masuk} - \text{MgCl}_2 \text{ garam keluar} \\
 &= 312,0801 \text{ kg} - 156,0400 \text{ kg} \\
 &= 156,0400 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah partikel} &= \frac{\text{Volume}}{\text{Volume partikel}} \\
 &= \frac{0,1342 \text{ m}^3}{0,000000041888 \text{ m}^3} \\
 &= 32.044.572
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas permukaan} &= 4 \times \Pi \times \left(\frac{D_p \text{ (mm)}}{2}\right)^2 \\
 &= 4 \times \Pi \times \left(\frac{2}{2}\right)^2 \\
 &= 12,5664 \text{ mm}^2 \\
 &= 0,00001 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas permukaan total} &= \text{Jumlah partikel} \times \text{Luas permukaan} \\
 &= 32.044.572 \times 0,00001 \text{ m}^2 \\
 &= 402,6840 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Koefisien perpindahan panas} = \frac{\text{Luas permukaan total}}{\text{Volume}}$$

$$\begin{aligned}
 & \text{Total volume masuk} \\
 & = \frac{402,6840 \text{ m}^2}{36,7185 \text{ m}^3} \\
 & = 10,9668 \text{ m}^{-1} \\
 & \text{H} = 2 \text{ mm} \\
 & \text{Vci} = 0,002 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & = \text{Effective interfacial area} \times \left(\frac{\text{Mass transfer coefficient}}{\text{Thickness of boundary}} \right) \times (C_s - C_m) \\
 & = 10,9668 \times \left(\frac{0,00003}{0,002} \right) \times (557,7600 - \text{#####}) \\
 & = 100,6004 \text{ kg/s} \\
 & \text{Cc} = \frac{\text{Massa MgCl}_2 \text{ terlarut}}{\text{FUYcZ}} \\
 & = \frac{156,0400 \text{ kg}}{100,6004 \text{ kg/s}} \\
 & = 1,5511 \text{ s}
 \end{aligned}$$

Tabel C.17 Hasil Perhitungan Soluble Time Tiap Komponen

Komponen	Volume (m ³)	C _s (kg/ m ³ H ₂ O)	C _m (kg/ m ³ H ₂ O)	Massa terlarut (kg)	Jumlah Partikel	Effective Interfacial Area (m ⁻¹)	Rate of Dissolving (kg/s)	Soluble Time (s)
CaSO ₄	0,0536	2,6	0	47	12.784.146	4	0	247
CaCl ₂	0,0669	1.015,9	0	72	15.962.586	5	91	1
MgCl ₂	0,1342	557,8	0	156	32.044.572	11	101	2
KCl	0,1311	370,5	0	130	31.289.540	11	65	2
Mg(HCO ₃)	0,0291	76,7	0	34	6.944.005	2	3	11
KBr	0,0226	704,2	0	31	5.392.063	2	21	1
KIO ₃	0,0004	102,6	0	1	96.056	0	0	14

A diambil dari komponen yang paling lama.

$$\begin{aligned}
 & = 247 \text{ s} \\
 & = 4,1218 \text{ menit} \\
 & = 0,0687 \text{ jam} \\
 & < c'Xi d'ha Y = 5 \text{ menit} \\
 & = 0,0833 \text{ jam} \\
 & : YX = 51.163,1317 \text{ kg/jam} \\
 & = 51,1631 \text{ ton/jam} \\
 & : YX tinggal = : YX \times < c'Xi d'ha Y \\
 & = 51.163,1317 \text{ kg/jam} \times 0,0833 \text{ jam} \\
 & = 4.263,5943 \text{ kg} \\
 & = 4,2636 \text{ ton} \\
 & \text{Volume ZYX} = 36,7185 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 & \text{Volume ZYX tinggal} = \text{Jc} \times \text{aZYX} \times < c'Xi d'ha Y \\
 & = 36,7185 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,0833 \text{ jam} \\
 & = 3,0599 \text{ m}^3 \\
 & = 108,0585 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$C_j = 10\% \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 1,1 \times \text{Volume tinggal} \\ &= 1,1 \times 3,0599 \text{ m}^3 \\ &= 3,3999 \text{ m}^3 \\ &= 120,0649 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki :

Ditetapkan bejana berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah dengan perbandingan Ls/ID sebagai berikut.

$$\frac{L_s}{ID} = 1,5$$

$$L_s = 1,5 \times ID$$

$$\begin{aligned} V_{\text{silinder}} &= (1/4) \times (\pi \times ID^2 \times L_s) \\ &= (1/4) \times (\pi \times ID^2 \times (1,5 \times ID)) \\ &= 0,3750 \times \pi \times ID^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{tutup atas}} = 0,0847 \times ID^3$$

$$V_{\text{tutup bawah}} = 0,0847 \times ID^3$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup}} &= V_{\text{tutup atas}} + V_{\text{tutup bawah}} \\ &= 2 \times (0,0847 \times ID^3) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{bejana}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup}} \\ &= (0,3750 \times \pi \times ID^3) + (2 \times (0,0847 \times ID^3)) \\ &= (1,1781 \times ID^3) + (0,1694 \times ID^3) \\ &= 1,3475 \times ID^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ID^3 &= \frac{V_{\text{bejana}}}{1,3475} \\ &= \frac{3,3999 \text{ m}^3}{1,3475} \end{aligned}$$

$$= 2,5231 \text{ m}^3$$

$$ID = 1,3614 \text{ m}$$

$$= 53,5974 \text{ in}$$

$$r_i = 0,6807 \text{ m}$$

$$= 26,7987 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 1,5 \times ID \\ &= 1,5 \times 1,3614 \text{ m} \\ &= 2,0421 \text{ m} \\ &= 6,6997 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas (ha)} &= 0,169 \times ID \\ &= 0,169 \times 1,3614 \text{ m} \\ &= 0,2301 \text{ m} \\ &= 0,7548 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup bawah (hb)} &= 0,169 \times ID \\ &= 0,169 \times 1,3614 \text{ m} \\ &= 0,2301 \text{ m} \\ &= 0,7548 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki (H)} &= L_s + ha + hb \\ &= (2,0421 + 0,2301 + 0,2301) \text{ m} \\ &= 2,5022 \text{ m} \\ &= 8,2093 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan tekanan desain :

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,6959 \text{ psi} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times H \\
 &= 3.110,2904 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,5022 \text{ m} \\
 &= 76.269,3654 \text{ kg/m.s}^2 \\
 &= 76.269,3654 \text{ N/m}^2 \\
 &= 0,7527 \text{ atm} \\
 &= 11,0619 \text{ psi} \\
 P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 0,7527 \text{ atm} \\
 &= 11,0619 \text{ psi} \\
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
 &= 1,1 \times 0,7527 \text{ atm} \\
 &= 0,8364 \text{ atm} \\
 &= 12,2910 \text{ psi} \\
 &= 12,2910 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tangki :

$$\begin{aligned}
 \text{Material} &= \text{Carbon Steel} \\
 f &= 18.750 \text{ psi} \\
 E &= 0,8 \text{ (Sambungan 8ci VYk YXXVI hi'c)} \\
 C &= 0,125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \text{ (lb/in}^2\text{)} \times r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \times E - 0,6 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\
 &= \frac{12,2910 \times 26,7987}{18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,2910} + 0,1250 \\
 &= 0,1470 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan

$$\begin{aligned}
 t_s &= 0,1875 \text{ in} \\
 &= \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Perhitungan OD :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID (in)} + 2 \times t_s \text{ (in)} \\
 &= 53,5974 + 2 \times 0,1875 \\
 &= 53,9724 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 54 \text{ in} \\
 \text{icr} &= 3,25 \\
 r &= 54
 \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (L_s) yang baru adal

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= \text{OD (in)} - 2 \times t_s \text{ (in)} \\
 &= 54 - 2 \times 0,1875
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 53,625 \text{ in} \\
 &= 1,3621 \text{ m} \\
 L_s &= 80,4375 \text{ in} \\
 &= 6,7031 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup tangki :

Perhitungan tebal tutup atas (t_{ha}) berdasarkan ? i g b U F c Y e " & ' S d U Y % ' :

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)} \times r \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \times E - 0,1 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\
 &= \frac{0,885 \times 12,2910 \times 54}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 12,2910} + 0,125 \\
 &= 0,1642 \text{ in} \\
 &\approx 0,1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup bawah (t_{hb}) berdasarkan ? i g b U F c Y e " & ' S d U Y % ' :

$$\begin{aligned}
 t_{hb} &= \frac{0,885 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)} \times r \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \times E - 0,1 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\
 &= \frac{0,885 \times 12,2910 \times 54}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 12,2910} + 0,125 \\
 &= 0,1642 \text{ in} \\
 &\approx 0,1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter nozzle aliran <8> :

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas } \rho_{\text{air}} &= 1.947,4554 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 121,5757 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \text{: } \dot{V} &= 10,7894 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 381,0261 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,1058 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 \times Q_{\text{air}}^{0,45} \text{ (m}^3/\text{jam)} \times \rho_{\text{air}}^{0,13} \text{ (kg/m}^3\text{)} \\
 &\quad \text{f p i g b U F c Y e " & ' (& d U Y ' & } \\
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 \times 10,7894^{0,45} \times 1.947,4554^{0,13} \\
 &= 30,447 \text{ mm} \\
 &= 1,199 \text{ in}
 \end{aligned}$$

88%:

$$\begin{aligned}
 \text{Bca } t_{\text{shell}} &= 1,25 \text{ in Sch 40} \\
 \text{OD } D_{\text{shell}} \text{ (A)} &= 4,625 \text{ in} \\
 &= 0,1175 \text{ m} \\
 \text{A } t_{\text{head}} &= 0,625 \text{ in} \\
 &= 0,0159 \text{ m} \\
 \text{OD } D_{\text{head}} \text{ (R)} &= 2,5 \text{ in} \\
 &= 0,0635 \text{ m} \\
 \text{8 } t_{\text{head}} &= 2,3125 \text{ in} \\
 &= 0,0587 \text{ m} \\
 \text{8 } t_{\text{head}} &= 1,66 \text{ in} \\
 &= 0,0422 \text{ m} \\
 \text{@ } t_{\text{head}} &= 2,25 \text{ in} \\
 &= 0,0572 \text{ m} \\
 \text{ID } t_{\text{head}} &= 1,38 \text{ in} \\
 &= 0,0351 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter nozzle aliran <42> :

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas } \rho_{\text{XXX}} &= 1.162,8350 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 72,5934 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \text{: `ckfUY} Q_{\text{XXX}} &= 25,9290 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 915,6753 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,2544 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \text{Viskositas } \mu_{\text{XXX}} &= 0,8647 \text{ cp} \\
 &= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\
 &= 0,0031 \text{ kg/m.jam} \\
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 \times Q_{\text{XXX}}^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \times \rho_{\text{XXX}}^{0,13} (\text{kg/m}^3) \\
 &\quad \text{fp i g b U ' c ' Y e ' \& (\& d U ' Y ' \& } \\
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 \times 25,9290^{0,45} \times 1.162,8350^{0,13} \\
 &= 42,246 \text{ mm} \\
 &= 1,663 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari 'GfckbY` Z[" "%&"&dU Y&&%:

Bca]bU` d]dYgnY`	=	2	in	Sch 40
OD cZZU] Y (A)	=	6	in	
	=	0,1524	m	
A]b" h]WbYggcZZU] YfHL	=	0,75	in	
	=	0,0191	m	
OD cZfUgXZJW (R)	=	3,625	in	
	=	0,0921	m	
8]Ua Ynf`cZi VUhUgY (E)	=	3,0625	in	
	=	0,0778	m	
8]Ua Ynf`cZi VUhd]bhcZkYX]b] (K)	=	2,38	in	
	=	0,0605	m	
@b] h` hfc] [\ `i V (L)	=	2,5	in	
	=	0,0635	m	
ID`cZg]UbXfXkU` d]dY (B)	=	2,07	in	
	=	0,0526	m	

Cek jenis aliran <42> :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v}_{\text{aliran}}) &= \frac{Q_{\text{XXX}}}{A} \\
 &= \frac{25,9290 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0087 \text{ m}^2} \\
 &= 2.985,5751 \text{ m/jam} \\
 &= 0,8293 \text{ m/s} \\
 \text{FYhc`Xbi a V} &= \frac{\text{ID (m)} \times v_{\text{aliran}} (\text{m/s}) \times \rho_{\text{XXX}} (\text{kg/m}^3)}{\mu_{\text{feed}} (\text{kg/m.s})} \\
 \text{(N}_{\text{Re}}) &= \frac{0,0526 \times 0,82933 \times 1.162,8350}{0,0009} \\
 &= 58.638,6719
 \end{aligned}$$

Karena $N_{\text{Re}} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Perhitungan diameter nozzle aliran <9> :

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas ()} &= 3.112,8199 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 194,3270 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \text{: `ckfUY} Q &= 36,7185 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 1.296,7014 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,3602 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \text{Viskositas } (\mu) &= 0,8514 \text{ cp} \\
 &= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\
 &= 0,0031 \text{ kg/m.jam} \\
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \times \rho^{0,13} (\text{kg/m}^3) \\
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 \times 36,7185^{0,45} \times 3.112,8199^{0,13} \\
 &= 56,153 \text{ mm} \\
 &= 2,211 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari

Bca	=	2,5	in Sch 40
OD cZZU	=	7	in
	=	0,1778	m
A	=	0,875	in
	=	0,0222	m
OD cZUgXZUW (R)	=	4,125	in
	=	0,1048	m
8JUa Yf cZi VUuUgY (E)	=	3,5625	in
	=	0,0905	m
8JUa Yf cZi VUide]bhcZkYX]b] (K	=	2,88	in
	=	0,0732	m
@b[h hfci [\ \i V (L)	=	2,75	in
	=	0,0699	m
ID cZgubXUXkU`d]dY (B)	=	2,47	in
	=	0,0627	m

Cek jenis aliran <9> :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran } (v_{\text{aliran}}) &= \frac{Q}{A} \quad (\text{Tukiman, 2013}) \\
 &= \frac{36,7185 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0124 \text{ m}^2} \\
 &= 2.969,4311 \text{ m/jam} \\
 &= 0,8248 \text{ m/s} \\
 \text{F} &= \frac{\text{ID (m)} \times v_{\text{aliran}} (\text{m/s}) \times \rho (\text{kg/m}^3)}{\mu (\text{kg/m.s})} \\
 (\text{N}_{\text{Re}}) &= \frac{0,0627 \times 0,82484 \times 3.112,8199}{0,0009} \\
 &= 189.200,6625
 \end{aligned}$$

Karena $N_{\text{Re}} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Penentuan agitator :

$$\begin{aligned}
 \text{Jenis pengaduk} &= \text{HfYVUXYdfcdY`Yf U]hUcf k]h U]U`Zck`dUhf} \\
 \text{Jumlah UZZY} &= 4 \\
 \text{Viskositas bf]bY} &= 0,8647 \text{ cp} \\
 &= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\
 &= 0,0031 \text{ kg/m.jam}
 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi U]hUcf berdasarkan ; YUb_cd]ghUVY" (!%dU]Y% (:

$$\frac{Da}{Dt} = 0,3 \text{ ft } \frac{Yb_cd \text{]g}^hUVY' "(!%dU Y\%((L$$

Dimana :

$$\begin{aligned} Dt &= ID \\ &= 1,3614 \text{ m} \\ &= 53,5974 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter U]Ucf (Da)} &= 0,3 \times Dt \\ &= 0,3 \times 1,3614 \text{ m} \\ &= 0,4084 \text{ m} \\ &= 16,0792 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\frac{J}{Dt} = \frac{1}{10} \text{ ft } \frac{Yb_cd \text{]g}^hUVY' "(!%dU Y\%((L$$

$$\text{Lebar bUZY (J)} = \frac{Dt}{10}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{1}{10} \text{ m} \\ &= 0,1361 \text{ m} \\ &= 5,3597 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\frac{C}{Dt} = \frac{1}{3} \text{ ft } \frac{Yb_cd \text{]g}^hUVY' "(!%dU Y\%((L$$

$$\text{Jarak antara pengaduk \& tangki (C)} = \frac{Dt}{3}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{1,3614 \text{ m}}{3} \\ &= 0,4538 \text{ m} \\ &= 17,8658 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\frac{Da}{W} = 5 \text{ ft } \frac{Yb_cd \text{]g}^hUVY' "(!%dU Y\%((L$$

$$\text{Lebar pengaduk (W)} = \frac{Da}{5}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{0,4084 \text{ m}}{5} \\ &= 0,0817 \text{ m} \\ &= 3,2158 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan pengaduk (N)} &= 90 \text{ rpm} \text{ f i [c '5>U_cVgcb dU Y, \%L} \\ &= 1,5 \text{ rps} \end{aligned}$$

$$\text{F}^Ybc \text{ `Xbi a Vf' (N'_{Re})} = \frac{Da^2 \text{ (m)} \times N \text{ (rps)} \times \rho \text{ (kg/m}^3)}{\mu \text{ (kg/m.s)}}$$

$$\text{ft } \frac{Yb_cd \text{]g}^hUVY' "(!%dU Y\%((L$$

$$\text{F}^Ybc \text{ `Xbi a Vf' (N'_{Re})} = \frac{0,4084 \times 1,5 \times 1.162,835}{0,00086}$$

$$= 336.467,8302 \text{ (Turbulen)}$$

$$\text{Dck Yf Bi a Vf' (Np)} = 2,8 \text{ ft } \frac{Yb_cd \text{]g}^hUVY' "(!%dU Y\%((L$$

$$\begin{aligned} \text{Dck Yf' (P)} &= Np \times \rho \text{ (kg/m}^3) \times N^3 \text{ (rps)} \times Da^5 \text{ (m)} \\ &= 2,8 \times 1.162,83 \times 1,5 \times 0,4084 \\ &= 1.994,6479 \text{ J/s} \\ &= 1.994,6479 \text{ W} \\ &= 1,9946 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\text{9ZYVbWn} = 80\% \text{ (Samuel bridges, 2020)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Dck Yf'5WU} &= \frac{\text{Dck Yf}}{92\%} \\
 &= \frac{1,9946 \text{ kW}}{80\%} \\
 &= 2,4933 \text{ kW} \\
 &= 3,3436 \text{ hp}_{(1)}
 \end{aligned}$$

Tabel C.18 Spesifikasi Mixer Tank (M-210)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Ajl Yf Hb_ (M-210)
Fungsi	Sebagai tangki pencampuran antara garam rakyat dengan V]bY (proses pencucian I).
Tipe	Silinder dengan tutup atas dan bawah gubXfX X]g\YX\YX.
Bahan Konstruksi	G5!&(S; fUXYA HdY' %"
Kapasitas (ton/jam)	5
Volume' (ft ³)	121
Tinggi (ft)	9
Diameter Dalam (in)	54
Diameter BcrnY Aliran <8> (in)	2,00
Diameter BcrnY Aliran <9> (in)	3
Diameter BcrnY Aliran <42> (in)	3
Tebal Silinder' (in)	0,1875
Tebal Tutup Atas (in)	0,1875
Tebal Tutup Bawah (in)	0,1875
Jenis Pengaduk	H.fY!VUXYdfcdY`Yf`U`]Hucf k]h`U`JU`Zck`dUmfH
Kecepatan Pengaduk' (rpm)	90
Dck Yf' (hp ₍₁₎)	4
Jumlah (unit)	1

9. Screw Washer (H-220)

- Fungsi : Untuk proses pencucian garam dengan V]bY (proses pencucian II).
- Tipe : 7cbj Ynaf dengan g`]Xg]Wk dan dilengkapi dengan]b]fa YX]Y' VUf]b] "
- Bahan konstruksi : 7UFVcb'gY'"
- Jumlah : 1 unit.
- Jenis aliran kUg` : 7ci b]f!Wff]b]Zck"

Tabel C.19 Data Solubility Tiap Komponen Pada Suhu 30 °C (Perry 8th ed, 2008)

Komponen	Solubility (kg/kg H ₂ O)
NaCl	0,3609
CaSO ₄	0,00264
CaCl ₂	1,02
MgCl ₂	0,56
KCl	0,372
Mg(HCO ₃) ₂	0,077
KBr	0,707
KIO ₃	0,103

Tabel C.20 Spesifikasi Feed Garam & Brine Aliran <10>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,5065	25.915,7850	2.170	11,9428
CaSO ₄	0,0031	158,5083	2.960	0,0536
CaCl ₂	0,0028	143,7574	2.150	0,0669
MgCl ₂	0,0061	312,0801	2.325	0,1342
KCl	0,0051	260,5579	1.988	0,1311
Mg(HCO ₃) ₂	0,0013	68,1973	2.345	0,0291
KBr	0,0012	62,1121	2.750	0,0226
KIO ₃	0,0000	1,5652	3.890	0,0004
H ₂ O	0,4738	24.240,5684	996	24,3379
Total	1,0000	51.163,1317		36,7185

Massa garam = 51.163,1317 kg
 Massa H₂O = 24.240,5684 kg
 Massa g^lX = massa garam - massa H₂O
 = 26.922,5633 kg
 Volume garam = 36,7185 m³
 Volume H₂O = 24,3379 m³
 Volume g^lX = Volume garam - volume H₂O
 = 12,3805 m³

Tabel C.21 Spesifikasi Feed Brine Aliran <43>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)	BM	Kmol	Fraksi Mol	Densitas Parsial
NaCl	0,2652	7.995,85	2.170	3,6847	58,44	136,8	0,10	217,303
CaSO ₄	0,0000	0,00	2.960	0,0000	136,14	0	0,00	0
CaCl ₂	0,0000	0,00	2.150	0,0000	110,98	0	0,00	0
MgCl ₂	0,0000	0,00	2.325	0,0000	95,21	0	0,00	0
KCl	0,0000	0,00	1.988	0,0000	74,55	0	0,00	0
Mg(HCO ₃) ₂	0,0000	0,00	2.345	0,0000	146,34	0	0,00	0
KBr	0,0000	0,00	2.750	0,0000	119,00	0	0,00	0
KIO ₃	0,0000	0,00	3.890	0,0000	214,00	0	0,00	0
H ₂ O	0,7348	22.155,31	996	22,2443	18,02	1229	0,90	896,261
Total	1,0000	30.151,16		25,929		1366		1113,56

Massa garam = 30.151,1645 kg
 Massa H₂O = 22.155,3123 kg
 Massa g^lX = massa garam - massa H₂O
 = 7.995,8522 kg
 Volume garam = 25,9290 m³
 Volume H₂O = 22,2443 m³
 Volume g^lX = Volume garam - volume H₂O
 = 3,6847 m³

Tabel C.22 Spesifikasi Garam & Brine Keluar Aliran <11>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,8091	18.719,5181	2.170	8,6265
CaSO ₄	0,0023	52,9338	2.960	0,0179

CaCl ₂	0,0005	10,6021	2.150	0,0049
MgCl ₂	0,0010	23,0159	2.325	0,0099
KCl	0,0008	19,2161	1.988	0,0097
Mg(HCO ₃) ₂	0,0002	5,0296	2.345	0,0021
KBr	0,0002	4,5808	2.750	0,0017
KIO ₃	0,0000	0,1154	3.890	0,0000
H ₂ O	0,1859	4.300,7873	996	4,3181
Total	1,0000	23.135,7991		12,9908

Tabel C.23 Spesifikasi Brine Keluar Aliran <12>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,2611	15.192,1192	2.170	7,0010
CaSO ₄	0,0018	105,5745	2.960	0,0357
CaCl ₂	0,0023	133,1553	2.150	0,0619
MgCl ₂	0,0050	289,0642	2.325	0,1243
KCl	0,0041	241,3417	1.988	0,1214
Mg(HCO ₃) ₂	0,0011	63,1678	2.345	0,0269
KBr	0,0010	57,5313	2.750	0,0209
KIO ₃	0,0000	1,4497	3.890	0,0004
H ₂ O	0,7236	42.095,0933	996	42,2641
Total	1,0000	79.752,0970		49,6567

$$\begin{aligned} \text{Densitas } \rho &= \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}} \\ &= \frac{34.918,4155 \text{ kg/jam}}{16,0653 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 2.173,5349 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter partikel } (D_f) &= 2 \text{ mm} \\ &= 0,002 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Difusivitas NaCl } (D_A) = 0,00000000281 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas } (\mu) &= 0,8647 \text{ cp} \\ &= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\ &= 3,1129 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 1.113,5641 \text{ kg/m}^3$$

Perhitungan N_{sc} berdasarkan ;

$$\begin{aligned} N_{sc} &= \frac{\mu \text{ (kg/m.s)}}{D_{AB} \text{ (m}^2/\text{s)} \cdot \rho \text{ (kg/m}^3\text{)}} \\ &= \frac{0,0009}{0,00000000281 \cdot 1.113,5641} \\ &= 0,0768 \end{aligned}$$

$$; f_{ij} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

Perhitungan v_i berdasarkan ;

$$\begin{aligned} v_i &= \frac{g \cdot D_p^2 \cdot (\rho_{\text{solid}} - \rho)}{18 \cdot \mu} \\ &= \frac{9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot (0,004 \text{ m})^2 \cdot (2174,2069 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 1113,8321 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})}{18 \cdot 3,1057 \text{ kg/m.jam}} \end{aligned}$$

$$= 0,00074 \text{ m/s}^2$$

Perhitungan Reynold's Number (N_{Re}) berdasarkan : $U_b \cdot d_p \cdot \rho$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D_p \text{ (m)} \cdot v_t \text{ (m/s)} \cdot \rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\mu \text{ (kg/m.s)}} \\ &= \frac{0,002 \cdot 0,00074 \cdot 1.113,5641}{0,0009} \\ &= 6.875,8379 \end{aligned}$$

$$C_D = 0,45 \text{ for } U_b \cdot d_p$$

Perhitungan Stokes Number (N_{sh}) dan Cunningham Correction Factor (k_c) berdasarkan : $U_b \cdot d_p \cdot \rho$

$$\begin{aligned} N_{sh} &= 0,664 \cdot N_{Re}^{0,5} \cdot N_{sc}^{1/3} \\ &= 0,664 \cdot (6.875,8379)^{0,5} \cdot (0,0768)^{1/3} \\ &= 23,3997 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} k_c &= \frac{D_{AB} \text{ (m}^2\text{/s)}}{D_p \text{ (m)}} \cdot N_{sh} \\ &= \frac{0,00000000281}{0,002} \cdot 23,3997 \\ &= 0,00003 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume partikel} &= \frac{4}{3} \cdot \Pi \cdot \left(\frac{D_p \text{ (mm)}}{2} \right)^3 \\ &= \frac{4}{3} \cdot \Pi \cdot \left(\frac{2}{2} \right)^3 \\ &= 4,1888 \text{ mm}^3 \\ &= 0,00000000 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Contoh perhitungan untuk komponen $MgCl_2$:

$$\begin{aligned} \text{Volume } g &= \text{Volume } MgCl_2 \text{ garam} + \text{Volume } MgCl_2 \text{ } \\ &= 0,1342 \text{ m}^3 + 0,0000 \text{ m}^3 \\ &= 0,1342 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Konsentrasi jenuh (C}_s\text{)} &= 0,56 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times \frac{\rho \text{ H}_2\text{O (kg/m}^3\text{)}}{1000 \text{ dm}^3\text{/m}^3} \\ &= 0,56 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times \frac{996,00 \text{ kg/m}^3}{1000 \text{ dm}^3\text{/m}^3} \\ &= 0,5578 \text{ kg/dm}^3 \text{ H}_2\text{O} \\ &= 0,5578 \text{ kg/liter H}_2\text{O} \\ &= 557,7600 \text{ kg/m}^3 \text{ H}_2\text{O} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Konsentrasi masuk (C}_m\text{)} &= 0,0000 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times \frac{\rho \text{ H}_2\text{O (kg/m}^3\text{)}}{1000 \text{ dm}^3\text{/m}^3} \\ &= 0,0000 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times \frac{996,00 \text{ kg/m}^3}{1000 \text{ dm}^3\text{/m}^3} \\ &= 0,0000 \text{ kg/dm}^3 \text{ H}_2\text{O} \\ &= 0,0000 \text{ kg/liter H}_2\text{O} \\ &= 0,0000 \text{ kg/m}^3 \text{ H}_2\text{O} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } MgCl_2 \text{ terlarut} &= \text{MgCl}_2 \text{ garam masuk} - \text{MgCl}_2 \text{ garam keluar} \\ &= 312,0801 \text{ kg} - 23,0159 \text{ kg} \\ &= 289,0642 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah partikel} &= \frac{\text{Volume } g^{\text{X}}}{\text{Volume partikel}} \\
 &= \frac{0,1342 \text{ m}^3}{0,00000000 \text{ m}^3} \\
 &= 32.044.572 \\
 G \text{ fZWUFY} &= 4 \cdot \Pi \cdot \left(\frac{D_p(\text{mm})}{2} \right)^2 \\
 &= 4 \cdot \Pi \cdot \left(\frac{2}{2} \right)^2 \\
 &= 12,5664 \text{ mm}^2 \\
 &= 0,00001 \text{ m}^2 \\
 \text{DUHjWg fZWUFY} &= \text{Jumlah partikel} \times G \text{ fZWUFY} \\
 &= 32.044.572 \times 0,00001 \text{ m}^2 \\
 &= 402,6840 \text{ m}^2 \\
 \text{9ZMj Y]bYfZMU} &= \frac{\text{DUHjWg fZWUFY}}{\text{Total volume masuk}} \\
 \text{UFY} &= \frac{402,6840 \text{ m}^2}{62,6475 \text{ m}^3} \\
 &= 6,4278 \text{ m}^{-1} \\
 \text{HjWjggZVci bXU} &= 2 \text{ mm} \\
 &= 0,002 \text{ m} \\
 \text{FUYcZ} &= \text{Effective interfacial area} \cdot \left(\frac{\text{Mass transfer coefficient}}{\text{Thickness of boundary}} \right) \cdot (C_s - C_m) \\
 \text{Xggj]b} &= 6,4278 \cdot \left(\frac{0,00003}{0,002} \right) \cdot (557,7600 - 0,0000) \\
 &= 58,9339 \text{ kg/s} \\
 Gc'i VY]ha Y &= \frac{\text{Massa MgCl}_2 \text{ terlarut}}{\text{FUYcZg'i V]h}} \\
 &= \frac{289,0642 \text{ kg}}{58,9339 \text{ kg/s}} \\
 &= 4,9049 \text{ s}
 \end{aligned}$$

Tabel C.24 Hasil Perhitungan Soluble Time Tiap Komponen

Komponen	Volume (m ³)	C _s (kg/ m ³ H ₂ O)	C _m (kg/ m ³ H ₂ O)	Massa terlarut (kg)	Jumlah Partikel	Effective Interfacial Area (m ⁻¹)	Rate of Dissolving (kg/s)	Solu-ble Time (s)
CaSO ₄	0,0536	2,63	0,0000	105,57	12.784.146	2,5644	0,5542	190,50
CaCl ₂	0,0669	1.015,92	0,0000	133,16	15.962.586	3,2019	267,3598	0,498
MgCl ₂	0,1342	557,76	0,0000	289,06	32.044.572	6,4278	294,6695	0,981
KCl	0,1311	370,51	0,0000	241,34	31.289.540	6,2763	191,1326	1,263
Mg(HCO ₃) ₂	0,0291	76,69	0,0000	63,17	#####	1,3929	8,7800	7,195
KBr	0,0226	704,17	0,0000	57,53	#####	1,0816	62,5989	0,919
KIO ₃	0,0004	102,59	0,0000	1,45	96.056	0,0193	0,1625	8,924

A]b"fygXbWHa Y diambil dari g'i VY]ha Y komponen yang palin;

$$\begin{aligned}
 A]b"fygXbWHa Y &= 190,4981 \text{ s} \\
 &= 3,1750 \text{ menit}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 0,0529 \text{ jam} \\
c \text{ Xi d'ha Y} &= 4 \text{ menit} \\
&= 0,0667 \text{ jam} \\
: \text{ YX} &= 81.314,2962 \text{ kg/jam} \\
C_j \text{ f' Xg'j b ZMf} &= 10\% \text{ f' U U g' h U V Y \% (' d U Y + L} \\
: \text{ YX desain (Q)} &= 1,1 \times : \text{ YX} \\
&= 1,1 \times 81.314,2962 \text{ kg/jam} \\
&= 90.349,2180 \text{ kg/jam} \\
&= 90,3492 \text{ ton/jam} \\
\text{Volume ZYX} &= 62,6475 \text{ m}^3/\text{jam} \\
\text{Volume desain} &= 1,1 \times \text{Volume ZYX} \\
&= 1,1 \times 62,6475 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 69,6083 \text{ m}^3/\text{jam} \\
\text{Densitas Vi } _{(\gamma)} &= 90.349,2180 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{69,6083 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
&= 1.297,9661 \text{ kg/m}^3 \\
&= 1,2980 \text{ ton/m}^3 \\
T \text{ operasi} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} \\
P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} \\
\text{-bWbUhc b ()} &= 20 \text{ } ^\circ
\end{aligned}$$

Nilai ZMf'7 Zf' h U h b W b U h c b berdasarkan 'Gdlj U_cj g' m d U Y &+ (:

$$: \text{ U M f ' 7 (C)} = 0,65$$

Nilai "cU X b [Y Z M b M h (\psi) Zf' g U h berdasarkan 'Gdlj U_cj g' m d U Y &+ (:

$$@cU X b [Y Z M b M h (\psi) = 0,4$$

Hf]U nilai gMk f'cU h b [g' Y X (n) hingga didapatkan nilai gMk X'U a Y M' (D) sesuai dengan Gdlj U_cj g' m d U Y &+ (:

Hf]U nilai n = 32,8777 rpm

Perhitungan nilai gMk X'U a Y M' (D) berdasarkan Gdlj U_cj g' m d U Y &+ (:

$$\begin{aligned}
\text{gMk X'U a Y M' (D)} &= \sqrt[3]{\frac{4 \cdot Q \left(\frac{\text{ton}}{\text{jam}}\right)}{(60 \cdot \Pi) \cdot (0,8 \cdot n \text{ (rpm)}) \cdot \psi \cdot \gamma \left(\frac{\text{ton}}{\text{m}^3}\right) \cdot C}} \\
&= 0,6000 \text{ m} \\
&= 600,000 \text{ mm} \\
&= 23,6221 \text{ in}
\end{aligned}$$

Nilai gMk f'cU h b [g' Y X (n) berdasarkan 'Gdlj U_cj g' m d U Y &+ (:

$$\begin{aligned}
n_{\max} &= 75 \text{ rpm} \\
n_{\min} &= 15 \text{ rpm}
\end{aligned}$$

Berdasarkan 'Gdlj U_cj g' m d U Y &+ (Zf' g U h Y U i Y c Z a U "f'cU h b [g' Y X c Z h Y g M k ' g ' c i ' X V Y X W U g X V m 30\% .

$$\begin{aligned}
n_{\max} &= 75 \text{ rpm} - (30\% \cdot 75 \text{ rpm}) \\
&= 52,5 \text{ rpm}
\end{aligned}$$

Nilai gMk 'd]H W' (S) Zf' g U h berdasarkan 'Gdlj U_cj g' m d U Y &+ (:

$$\begin{aligned}
\text{gMk 'd]H W' (S)} &= 0,8 \cdot D \\
&= 0,8 \cdot 0,6000 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$= 0,4800 \text{ m}$$

Perhitungan kecepatan linier (v) berdasarkan diameter (D):

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linier } (v) &= \frac{S \text{ (m)} \cdot n \text{ (rpm)}}{60} \\ &= \frac{0,4800 \cdot 32,8777}{60} \\ &= 0,2630 \text{ m/s} \\ &= 0,8629 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang gelombang } (L) &= \text{Kecepatan linier} \cdot \text{waktu} \\ &= 0,2630 \text{ m/s} \cdot 240 \text{ s} \\ &= 63,1253 \text{ m} \\ &= 207,1040 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jarak gelombang } (H) &= \text{Panjang gelombang} \cdot \cos(\theta) \\ &= 63,1253 \text{ m} \cdot \cos(20^\circ) \\ &= 59,3184 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi } (\eta) &= 85\% \\ \text{Faktor koreksi } (\omega_0) &= 2,5 \end{aligned}$$

Perhitungan daya input berdasarkan efisiensi (%):

$$\begin{aligned} \text{Daya } (N) &= \frac{Q \text{ (ton/jam)}}{367} \cdot (L \text{ (m)} \cdot \omega_0 + H \text{ (m)}) \\ &= \frac{90,3492}{367} \cdot (63,1253 \cdot 3 + 59,3184) \\ &= 53,4542 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya mekanis } &= \frac{\text{Daya } (N)}{\text{Efisiensi } (\eta)} \\ &= \frac{53,4542 \text{ kW}}{85\%} \\ &= 62,8872 \text{ kW} \\ &= 84,3332 \text{ hp} \end{aligned}$$

Perhitungan momen torsi berdasarkan efisiensi (%):

$$\begin{aligned} \text{Momen torsi } (M) &= 975 \cdot \frac{\text{Daya mekanis } (kW)}{\text{Kecepatan linier } (v) \text{ (rpm)}} \\ &= 975 \cdot \frac{62,8872}{32,8777} \\ &= 1.864,9413 \text{ kg.m} \\ &= 13.489,1389 \text{ IC.ft} \end{aligned}$$

Tabel C.25 Spesifikasi Screw Washer (H-220)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Gelombang K (H-220)
Fungsi	Untuk proses pencucian garam dengan (proses pencucian II).
Tipe	7 dengan dengan dan dilengkapi dengan .
Bahan Konstruksi	"
Kapasitas (ton/jam)	91
Diameter (in)	24

Panjang ω (ft)	208
ω (rpm)	33
v (ft/s)	1
θ ($^{\circ}$)	20
ρ (lb/ft)	13.490
η (hp _l)	85
Jumlah (unit)	1

10. Centrifuge (H-230)

Fungsi : Untuk proses pemisahan ω dengan garam.
Tipe : 8
Bahan konstruksi : 7
Jumlah : 1 unit.

Tabel C.26 Spesifikasi Feed Garam Aliran <11>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,8925	17.919,9328	2.170	8,2580
CaSO ₄	0,0026	52,8870	2.960	0,0179
CaCl ₂	0,0002	3,5939	2.150	0,0017
MgCl ₂	0,0004	7,8020	2.325	0,0034
KCl	0,0003	6,5139	1.988	0,0033
Mg(HCO ₃) ₂	0,0001	1,7049	2.345	0,0007
KBr	0,0001	1,5528	2.750	0,0006
KIO ₃	0,0000	0,0391	3.890	0,0000
H ₂ O	0,1039	2.085,2561	996	2,0936
Total	1,0000	20.079,2827		10,3791

Tabel C.27 Spesifikasi Feed Brine Aliran <11>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,2616	799,5852	2.170	0,3685
CaSO ₄	0,0000	0,0468	2.960	0,0000
CaCl ₂	0,0023	7,0082	2.150	0,0033
MgCl ₂	0,0050	15,2139	2.325	0,0065
KCl	0,0042	12,7022	1.988,0	0,0064
Mg(HCO ₃) ₂	0,0011	3,3246	2.345	0,0014
KBr	0,0010	3,0280	2.750	0,0011
KIO ₃	0,0000	0,0763	3.890	0,0000
H ₂ O	0,7249	2.215,5312	996,00	2,2244
Total	1,0000	3.056,5164		2,6116

Tabel C.28 Spesifikasi Garam Keluar Aliran <13>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,8877	17.959,9121	2.170	8,2765
CaSO ₄	0,0026	52,8894	2.960	0,0179
CaCl ₂	0,0002	3,9443	2.150	0,0018
MgCl ₂	0,0004	8,5627	2.325	0,0037
KCl	0,0004	7,1491	1.988,0	0,0036
Mg(HCO ₃) ₂	0,0001	1,8712	2.345	0,0008
KBr	0,0001	1,7042	2.750	0,0006

KIO ₃	0,0000	0,0429	3.890	0,0000
H ₂ O	0,1085	2.196,0327	996,00	2,2049
Total	1,0000	20.232,1086		10,5097

Tabel C.29 Spesifikasi Brine Keluar Aliran <14>

Komponen	Frakasi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,2616	759,6060	2.170	0,3500
CaSO ₄	0,0000	0,0445	2.960	0,0000
CaCl ₂	0,0023	6,6578	2.150	0,0031
MgCl ₂	0,0050	14,4532	2.325	0,0062
KCl	0,0042	12,0671	1.988,0	0,0061
Mg(HCO ₃) ₂	0,0011	3,1584	2.345	0,0013
KBr	0,0010	2,8766	2.750	0,0010
KIO ₃	0,0000	0,0725	3.890	0,0000
H ₂ O	0,7249	2.104,7547	996,00	2,1132
Total	1,0000	2.903,6906		2,4811

$$\begin{aligned} \text{Densitas } \rho_{\text{garam}} &= \frac{\text{Massa } m_{\text{garam}}}{\text{Volume } V_{\text{garam}}} \\ (\rho) &= \frac{20.079,2827 \text{ kg/jam}}{10,3791 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 1.934,5811 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas } \rho_{\text{brine}} &= \frac{\text{Massa } m_{\text{brine}}}{\text{Volume } V_{\text{brine}}} \\ (\rho) &= \frac{3.056,5164 \text{ kg/jam}}{2,6116 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 1.170,3399 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{brine}} &= \rho_{\text{garam}} + \rho_{\text{brine}} \\ &= (20.079,2827 + 3.056,5164) \text{ kg/jam} \\ &= 23.135,7991 \text{ kg/jam} \\ &= 23,1358 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume } V_{\text{brine}} &= \text{Volume } V_{\text{garam}} + \text{Volume } V_{\text{brine}} \\ &= (10,3791 + 2,6116) \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 12,9908 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0036 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas } (\mu) &= 0,8530 \text{ cp} \\ &= 0,00085 \text{ kg/m.s} \\ &= 3,0707 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter partikel } (D_p) &= 2 \text{ mm} \\ &= 0,002 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{; } f_{\text{U}} \text{ } \rho_{\text{m}} \text{ } V_{\text{m}} \text{ } (g) &= 9,8 \text{ m/s}^2 \\ H_{\text{fci}} [\text{di } h_{\text{garam}}] &= 20.232,1086 \text{ kg/jam} \\ &= 20,2321 \text{ ton/jam} \\ H_{\text{fci}} [\text{di } h_{\text{brine}}] &= 2,4811 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 10,9238 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan yang digunakan pada simulasi, maka diperoleh data sebagai berikut

Diameter V_{ck} = 13 in

$$\begin{aligned}
 &= 0,3302 \quad \text{m} \\
 \text{GdYX}(\omega) &= 7.500 \quad \text{rpm} \\
 &= 785 \quad \text{rad/s} \\
 \text{HdlW'acfc'gnY} &= 6 \quad \text{hp} \\
 &= 4,4760 \quad \text{kW} \\
 \text{8lgVcdUW} &= 0,5 \quad \text{mm} \\
 &= 0,0005 \quad \text{m} \\
 &= 0,0197 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan nilai gYX nya didapatkan data dari Df fng, h' X' hUY% !% dU Y% ! %&' sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter XlgW} &= 19,5 \quad \text{in} \\
 &= 0,4953 \quad \text{m} \\
 \text{Bi a Vf'cZXlgW} &= 33 \\
 r_2 &= 0,5 \times \text{Diameter XlgW} \\
 &= 0,5 \times 0,5 \quad \text{m} \\
 &= 0,2477 \quad \text{m} \\
 \text{Tinggi Wbf]Z [Y(H} &= 2 \times r_2 \\
 &= 2 \times 0,2477 \quad \text{m} \\
 &= 0,4953 \quad \text{m} \\
 &= 1,6250 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

Perhitungan gYh]b[j YcVhm(v) berdasarkan A WUY) h' 9X'Ye'" S'+ dU Y%&' - :

$$\begin{aligned}
 \text{GYh]b[j YcVhm(v)} &= \frac{Dp^2 \cdot (\rho_s - \rho) \cdot \omega^2 \cdot r_2}{18 \cdot \mu} \\
 &= 8,4402 \quad \text{m/s} \\
 &= 27,6909 \quad \text{ft/s}
 \end{aligned}$$

Perhitungan jc'ia Yf]VZckfUY (q) berdasarkan A WUY) h' 9X'Ye'" S'+ dU Y%&' - :

$$\begin{aligned}
 \text{H]U } r_1 \text{ hingga nilai jc'ia Yf]VZckfUY (q) sama dengan volume Z} \\
 \text{H]U } r_1 &= 0,0194 \quad \text{m} \\
 \text{Jc'ia Yf]VZckfUY (q)} &= \frac{N^2 \cdot (\rho_s - \rho) \cdot \Pi \cdot Dp^2 \cdot H \cdot (r_2^2 - r_1^2)}{18 \cdot \mu \cdot \ln \frac{r_2}{r_1}} \\
 &= 4.569,8766 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Perhitungan FYgXBW]ha Y (tr) berdasarkan A WUY) h' 9X'Ye'" S'+ dU Y%&' - :

$$\begin{aligned}
 \text{FYgXBW]ha Y (tr)} &= \frac{18 \cdot \mu}{N^2 \cdot (\rho_s - \rho) \cdot Dp^2} \cdot \ln \frac{r_2}{r_1} \\
 &= 0,0747167 \quad \text{s}
 \end{aligned}$$

Tabel C.30 Spesifikasi Centrifuge (H-230)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	7Ybf]Z [Y(H-230)
Fungsi	Untuk proses pemisahan Vf]bY dengan garam.
Tipe	8]g `Vck `Wbf]Z [Y
Bahan Konstruksi	7UFcb'gY"
Kapasitas (ton/jam)	24
Tinggi 7Ybf]Z [Y (ft)	1,7

Diameter 6ck` (in)	13
Diameter 8]W(in)	19,5
Gth]b[JYcVn(ft/s)	28
Fcb]cbGdYX (rpm)	7.500
FYg]XbWH]a Y (s)	0,07472
Dck Y` (hp _(l))	6
Jumlah (unit)	1

11. Vibrating Drying - Cooling System (B-310)

Fungsi : Mengurangi kadar H₂O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas kemudian dilanjutkan dengan kontak udara dingin dengan menggunakan conveyor.

Tipe : 8 fmf!Wc`Yf"

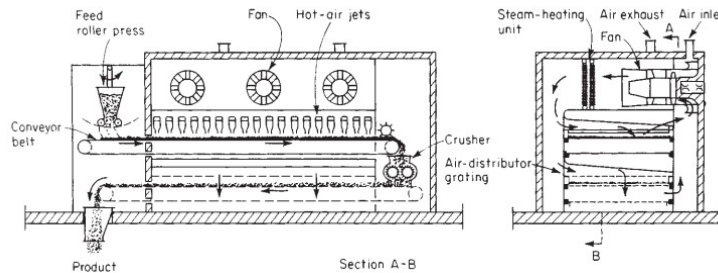
Bahan konstruksi : Gub`Ygg`Y` AISI 316L semua bagian

Jumlah : 1 unit.

P operasi = 1 atm

= 14,6959 lb/in²

Basis waktu = 1 jam



Gambar C.1 Skema Vibrating Dryer (Perry fig. 12-57 page 12-51)

Tabel C.31 Spesifikasi Feed Garam Aliran <13>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,8899	18.873,8201	2.170	8,6976
CaSO ₄	0,0002	4,5706	2.960	0,0015
CaCl ₂	0,0002	4,1452	2.150	0,0019
MgCl ₂	0,0004	8,9988	2.325	0,0039
KCl	0,0004	7,5132	1.988	0,0038
Mg(HCO ₃) ₂	0,0001	1,9665	2.345	0,0008
KBr	0,0001	1,7910	2.750	0,0007
KIO ₃	0,0000	0,0451	3.890	0,0000
H ₂ O	0,1087	2.305,5442	996	2,3148
Total	1,0000	21.208,3947		11,0250

Tabel C.32 Spesifikasi Garam Keluar Aliran <12>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,9899	18.496,3437	2.170	8,5237
CaSO ₄	0,0002	4,4792	2.960	0,0015
CaCl ₂	0,0002	4,0623	2.150	0,0019
MgCl ₂	0,0005	8,8188	2.325	0,0038

KCl	0,0004	7,3629	1.988	0,0037
Mg(HCO ₃) ₂	0,0001	1,9271	2.345	0,0008
KBr	0,0001	1,7552	2.750	0,0006
KIO ₃	0,0000	0,0442	3.890	0,0000
H ₂ O	0,0086	160,3480	996	0,1610
Total	1,0000	18.685,1415		8,6970

Tabel C.33 Spesifikasi Vibrating Dryer (B-310)

Nama Alat	Vibrating Dryer – Cooling System (B-310)
Fungsi	Mengurangi kadar H ₂ O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas kemudian dilanjutkan dengan kontak udara dingin dengan menggunakan conveyor.
Tipe	Vibrating Bed Dryer-Cooler
Kapasitas	10T/jam Fine Salt
Lebar	1.121 mm
Panjang Bagian Pengering	4.280 mm
Panjang Bagian Pendingin	2.129 mm
Amplitudo	2 a = 4,5 mm
Working Moment	500 kgcm
Centrifugal Force	29000 N
Tipe Motor	2 X Vibrator motors, 6 Poles, 3 phase
Power/Speed	2,2 kW/980 rpm
Voltage/Frequency	380/50 Hz
Trough	SUS 316L single shell
Hood	SUS 316L widened
Design temperature	Max. 220°C (In Chamber)
Fluidizing bottom	SUS 316L slot screen. SW = 0,12 mm
Open area	appr. 5%
Load Data	9 kN/Point ± 1.5 kN
	0 kN/Point ± 0.7 kN
Mass	Approx 3200 kg or VTA
Carriage material	Fine Salt (Sodium Chloride)
SG Material	2,165
Material Type	Abrasive & Corrosive
Input Moisture Material	Est max 4% contain water
Output Moisture Material	Est max 0.2% contain water

12. Air Filter (H-313)

Fungsi : Sebagai alat penyaring debu yang terbawa oleh udara.
Tipe : 7UffX YUf ZH"
Bahan konstruksi : GbH YVVM"
Jumlah : 1 unit.

T operasi = 30 °C
P operasi = 1 atm

Tabel C.34 Spesifikasi Feed Udara Aliran <47>

Komponen	Fraaksi 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
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
Mg(HCO ₃) ₂	0,0000	0,0000	2.345	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO ₃	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H ₂ O	0,0206	2.633,5612	996	2,6441
Udara	0,9794	125.298,7529	1	107.313,081
Total	1,0000	127.932,3141		107.315,725

$$\begin{aligned} \text{Massa ZYX udara} &= 127.932,31 \text{ kg/jam} \\ &= 127,9323 \text{ ton/jam} \\ \text{Densitas ZYX udara} &= 1,1921 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Volume ZYX udara} &= 107.315,72 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 29,8099 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Berdasarkan data suatu perusahaan di Juang Su, China didapatkan spesifikasi WHXY Uf ZHf dengan sertifikasi =GC - SS%5: H@ adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned} A UfjU &= Gbh YjVZVf'' \\ : jfUjcb Wgg &= <9D5 ZHf'' \\ 9ZVybWh &= 99,95\% \\ @b[h'(p) &= 660 \text{ mm} \\ &= 2,1654 \text{ ft} \\ K jX'(l) &= 1.200 \text{ mm} \\ &= 47,2441 \text{ in} \\ < Yj[\h(t) &= 660 \text{ mm} \\ &= 2,1654 \text{ ft} \\ 8 jUa Yf'(OD) &= 660 \text{ mm} \\ FUji g'(r) &= 330 \text{ mm} \\ \\ 5jf ZHf UfYU &= 2 \cdot \Pi \cdot r \cdot t \\ &= 2 \cdot \Pi \cdot 330 \text{ mm} \cdot 660 \text{ mm} \\ &= 1.368.478 \text{ mm}^2 \\ &= 1,3685 \text{ m}^2 \\ &= 14,7302 \text{ ft}^2 \\ \\ 5jf ZHf jci aY &= \frac{\Pi}{4} \cdot D^2 \cdot t \\ &= \frac{\Pi}{4} \cdot (660)^2 \text{ mm}^2 \cdot 660 \text{ mm} \\ &= 225.798.830 \text{ mm}^3 \\ &= 0,2258 \text{ m}^3 \\ &= 7,9740 \text{ ft}^3 \\ \\ \text{Udara yang terfiltrasi} &= 0,2257 \text{ m}^3/\text{s} \\ \text{Jumlah Uf ZHf} &= 75 \end{aligned}$$

$$Q_{udara} = 16,9129 \text{ m}^3/\text{s}$$

Tabel C.35 Spesifikasi Air Filter (H-313)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	5lf:]Hf" (H-313)
Fungsi	Sebagai alat penyaring debu yang terbawa oleh udara.
Tipe	7Ufh]X YUf ZHM"
Bahan Konstruksi	Gbh YjWZMf"
Kapasitas (ton/jam)	128
:]Hf" 5fYU (ft ²)	15
Jumlah (unit)	1

13. Blower I (G-312)

Fungsi : Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari 5lf:]Hf" ke < YUHf.
 Tipe : G]b[`YgU YVck Yf X]gWU[YdfYgg fY
 Bahan konstruksi : 7UVcb'gYY"
 Jumlah : 1 unit.

P udara masuk (P₁) = 1 atm
 P udara keluar (P₂) = 1,2 atm
 Suhu udara = 30 °C
 = 303,15 K

Tabel C.36 Spesifikasi : YX Udara Aliran <49>

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
KCl	0,0000	0,0000	1.988,0	0,0000
Mg(HCO ₃) ₂	0,0000	0,0000	2.345	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO ₃	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H ₂ O	0,0206	1.959,7511	996,00	1,9676
Udara	0,9794	93.240,4265	1,1676	79.856,4804
Total	1,0000	95.200,1776		79.858,4480

Kondisi operasi dalam keadaan adiabatik :

< i a]X]mudara masuk = 0,0210 kg H₂O/kg XfnUf

$$f] Yb_cd]g'(^h 9XzdU Y) * , L$$

 BM udara = 28,9647 kg/kmol
 BM H₂O = 0,003245643 kg/kmol

$$\gamma \text{ udara} = 1,4 f] Yb_cd]g' ^h 9XzdU Y\% - L$$

$$; U\text{g}^Uk WbgUhh (R) = 8.314,34 \text{ J/kmol.K}$$

$$f] Yb_cd]g' ^h 9XzdU Y,) SL$$

 Massa ZYX udara (m = 95.200,1776 kg/jam
 = 95,2002 ton/jam
 = 0,9130 kg udara/s

Volume Udara = 79.858,4480 m³/jam
 Kapasitas VckYf = 79.858,4480 m³/jam
 = ##### ft³/jam
 Efisiensi VckYf (= 80% fi f]WkVY(!- dU Y%&SL

Perhitungan kcf_ Zf UQUMHjWckYf (-Ws) berdasarkan; Yb_cd`lg' h 9X"Ye" " !%`
 dU Y% - :

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \frac{\gamma}{\gamma-1} \cdot \frac{R \times T}{BM_{udara}} \cdot \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \\
 &= \frac{1,4}{1,4 - 1} \cdot \frac{8.314,34}{28,9647} \cdot \left(\frac{2}{1} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \\
 &= 16.286,0231 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Perhitungan VfU_YdckYf berdasarkan; Yb_cd`lg' h 9X"Ye" " !

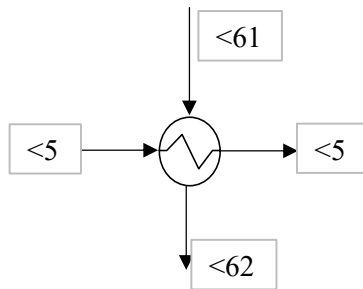
$$\begin{aligned}
 GfU_YdckYf &= \frac{-W_s \text{ (J/kg)} \cdot m \text{ (kg udara/s)}}{\eta \cdot 1000} \\
 &= \frac{16.286,0231 \cdot 0,9130}{80\% \cdot 1000} \\
 &= 18,5862 \text{ kW} \\
 &= 24,9245 \text{ hp}_{(1)}
 \end{aligned}$$

Tabel C.37 Spesifikasi Blower I (G-312)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	G`ckYf I` (G-312)
Fungsi	Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari 5]f:]`hf` ke < YUf.
Tipe	G]b[YgU YVckYf X]gWUf[YdfYgg fY'
Bahan Konstruksi	7UFcb`gY"
Kapasitas (ft ³ /jam)	2.820.178
DckYf` (hp ₍₁₎)	25
Jumlah (unit)	1

14. Heater (E-313)

Fungsi : Sebagai alat untuk memanaskan udara menjadi 120°C sebelum masuk ke J]VU]b[`8frYf.
 Tipe : 1-2 GAY` UbXH VY< YU]l WUb[Yf"
 Bahan konstruksi : G]b[Ygg GY HndY 304.
 Jumlah : 1 unit.



Gambar C.14 Blok Diagram Heater

Berdasarkan Appendix A Neraca Massa dan Neraca Panas, didapatkan data sebagai berikut.

- **Cold Fluid (Udara)**

$$\begin{aligned}
 m \text{ udara (w)} &= 91.814,2013 \text{ kg/jam} \\
 &= \text{#####} \text{ lb/jam} \\
 \rho \text{ udara} &= 0,0634 \text{ lb/ft}^3 \\
 v \text{ udara (v)} &= 3.190.961,0693 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 T \text{ masuk (t}_1) &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F} = 303,15 \text{ K} \\
 T \text{ keluar (t}_2) &= 120 \text{ }^\circ\text{C} = 248 \text{ }^\circ\text{F} = 393,15 \text{ K} \\
 P \text{ masuk} &= 1,2 \text{ atm} = 17,6351 \text{ psia} \\
 P \text{ keluar} &= 1,2 \text{ atm} = 17,6351 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

- **Hot Fluid (Steam)**

$$\begin{aligned}
 m \text{ gM} &= 4.056,3742 \text{ kg/jam} \\
 &= 8.942,7637 \text{ lb/jam} \\
 \rho \text{ gM} &= 0,0931 \text{ lb/ft}^3 \\
 v \text{ gM (V)} &= 96.061,3790 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 T &= 130 \text{ }^\circ\text{C} = 266 \text{ }^\circ\text{F} = 403,15 \text{ K} \\
 P &= 2,67 \text{ atm} = 39,2382 \text{ psia} \\
 \lambda \text{ gM} &= 2.720,50 \text{ kJ/kg} \\
 &= 1.169,61 \text{ Btu/lb}
 \end{aligned}$$

(1) **Heat Balance**

$$\begin{aligned}
 Q \text{ udara} &= m \text{ udara} \times C_p \text{ udara} \times \Delta T \text{ udara} \\
 &= \text{#####} \times 0,24967 \times 162 \\
 &= 8.187.139,4030 \text{ Btu/jam} \\
 Q \text{ gM} &= m \text{ gM} \times \lambda \text{ gM} \\
 &= 8.942,7637 \times 1.169,606 \\
 &= 10.459.505,7879 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

2.272.366,3849

(2) **Δt**

Tabel temperatur fluida pada \YUM' dalam satuan °F

< clr ' i]X	7c'X: ' i]X	8]Z
266 < \Y' H'a dYU h fY	248	18 (Δt ₂)
@ck Y' H'a dYU h fY	86	180 (Δt ₁)
0 8]ZfYbWg	162	-162 (Δt ₂ -Δt ₁)

Perhitungan ΔT LMTD berdasarkan ? Yfb'Ye") !% ' dU Y, - - :

$$\begin{aligned}
 \Delta T \text{ LMTE} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \\
 &= \frac{18 - 180}{\ln \left(\frac{18}{180} \right)} \\
 &= 70,36 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Data < YU9I WUb[Y' (g'Y`UbXh Wg) yang digunakan berdasarkan ? Yfb'UY%\$' dU Y, (' :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang h VY (L)} &= 16 \text{ ft (Asumsi)} \\
 \text{BWG} &= 18
 \end{aligned}$$

DjW	=	1,25	lb/ft ² ·°F	
Rd gab	=	0,002	J.ft ² .°F/Btu	ff Yfb dU Y%&dU Y, () L
DP gas	=	2	psi	
OD h W	=	1	in	
ID h W	=	0,902	in	
a'' _t	=	0,2618	ft ² /lin ft	
a' _t	=	0,639	in ²	

Berdasarkan ? Yfb dU Y%& Ye''*!% Xb Ye''*!&, bila digunakan g'Y`UbXh WY%& Y WUb[YzXpXhUhUb:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0,00 \quad , \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,90$$

Maka,

$$F_T = \frac{\left[\frac{\sqrt{R^2 + 1}}{2(R - 1)} \right] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$$F_t = 1$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \Delta t &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 1 \times 70,36 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 70,36 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

(3) Average Temperature (T_{av} dan t_{av})

Perhitungan Uf]h a Yf]h a Yb` untuk gfyUa `]bYZck `berdasarkan ? Yfb dU Y%&+ :

$$\begin{aligned} t_{av} &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= \frac{86 \text{ } ^\circ\text{F} + 248 \text{ } ^\circ\text{F}}{2} \\ &= 167 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{av} &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= \frac{266 \text{ } ^\circ\text{F} + 266 \text{ } ^\circ\text{F}}{2} \\ &= 266 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Berdasarkan ? pU pU v1 , uU r, (S, didapatkan nilai Aq]U UC] pU w z4v]mU1(U_D)

a.

$$F_Ub[YI_8 Zf'gUa![Ug = 5 - 50.$$

$$H]U U_D = 50$$

$$C_j Y'ZMif' = 10\%$$

$$Xg]b$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{desain}} &= 1,11 \times Q_{\text{teoritis}} \\ &= 1,11 \times 10.459.505,7879 \text{ Btu/jam} \\ &= 11.621.673,0977 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q_{\text{desain}}}{U_D \times \Delta t} \quad \text{ff Yfb dU Y% (L)}$$

$$= \frac{11.621.673,0977 \text{ Btu/jam}}{50 \times 70,36 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 3.303,6903 \text{ ft}^2$$

$$C. \quad N_t = \frac{A}{L \times a_t} \quad \text{ft}^2 / \text{lin ft}$$

$$= \frac{3.303,6903 \text{ ft}^2}{16 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft}}$$

$$= 788,6961$$

$$= 789$$

Coba, $n = 2 - P$

Maka, berdasarkan U_D , (& didapatkan :

$$N_t \text{ standar} = 664$$

$$ID \text{ g}^{\wedge} = 37 \text{ in}$$

Sehingga,

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{N_t}{N_t \text{ standar}} \times U_D$$

$$= \frac{789}{664} \times 50$$

$$= 59 \text{ Btu/J.ft}^{2\text{-}^\circ\text{F}}$$

$$A \text{ koreksi} = \frac{Q \text{ desain}}{U_D \times \Delta t}$$

$$= \frac{11.621.673,0977 \text{ Btu/jam}}{59 \times 70,36 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 2.780,2919 \text{ ft}^2$$

Kesimpulan Sementara Rancangan $G^{\wedge} U_{bX} H^{\wedge} V^{\wedge}$:

Bagian Shell :

- IDs = 37 in (diameter dalam $g^{\wedge} Y^{\wedge}$)
- B = 32 in ($U_{ZY} g^{\wedge} U_{b} |$)
- N+1 = 6 (Jumlah U_{ZY})
- n' = 1 $U_{b} Y^{\wedge}$ (Jumlah $U_{b} Y^{\wedge}$ pada $g^{\wedge} Y^{\wedge}$)
- De = 0,72 in (diameter ekivalen) $\text{ft}^2 / \text{lin}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Bagian Tube :

- di = 0,902 in (diameter dalam $h^{\wedge} V^{\wedge}$)
- do = 1 in (diameter luar $h^{\wedge} V^{\wedge}$)
- L = 16 ft (panjang $h^{\wedge} V^{\wedge}$)
- n = 2 $U_{b} Y^{\wedge}$ (jumlah $U_{b} Y^{\wedge}$ pada $h^{\wedge} V^{\wedge}$)
- Nt = 664 (jumlah $h^{\wedge} V^{\wedge}$)
- Pt = 1,25 in (jarak antara sumbu $h^{\wedge} V^{\wedge}$)
- C' = 0,25 in (jarak antara diameter luar $h^{\wedge} V^{\wedge}$)
- a_t = 0,2618 $\text{ft}^2/\text{lin ft}$ (luas permukaan panjang)
- a_t = 0,639 in^2 (luas penampang aliran)

<i>Hot Fluid : Tube Side, Steam</i>	<i>Cold Fluid : Shell Side, Udara</i>
(4) Flow Area Berdasarkan $U_{b} H^{\wedge} V^{\wedge} S^{\wedge} d^{\wedge} U^{\wedge} Y^{\wedge}$, (' , didapatkan data :	(4) Flow Area Berdasarkan $U_{b} Y^{\wedge} e^{\wedge} ! \% d^{\wedge} U^{\wedge} Y^{\wedge} , ,$, didapatkan $Z_{ck} U_{FYU}$:

$a_t = 0,639 \text{ in}^2$ <p>Berdasarkan ? Yfb'Ye"!(&dU Y % S, didapatkan Zck U'FYU :</p> $a_t = \frac{Nt \times a_t}{144 \times n}$ $= \frac{664 \times 0,639}{144 \times 2}$ $= 1,4733 \text{ ft}^2$	$a_s = \frac{IDs \times C' \times B}{n' \times P_T \times 144}$ $= \frac{37 \times 0,25 \times 32}{1 \times 1,25 \times 144}$ $= 1,6444 \text{ ft}^2$
<p>(5) Mass Velocity</p> <p>Berdasarkan ? Yfb'Ye"!(&dU Y % , , didapatkan a Uggj YcVWm:</p> $G_t = \frac{W}{a_t}$ $= \frac{8.942,7637}{1,4733}$ $= 6.070,0924 \text{ b/jam.ft}$	<p>(5) Mass Velocity</p> <p>Berdasarkan ? Yfb'Ye"!(&dU Y % , , didapatkan a Uggj YcVWm:</p> $G_s = \frac{w}{a_s}$ $= \frac{202.415,4245}{1,6444}$ $= ##### \text{ lb/jam.ft}^2$
<p>(6) Reynolds Number</p> <p>Berdasarkan ? Yfb'Zl " % dU Y , & , didapatkan data :</p> $T_{av} = 266 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 0,0135 \text{ cp}$ $= 0,03267 \text{ lb/ft.jam}$ $d_i = \frac{0,902}{12} \text{ in}$ $= 0,0752 \text{ ft}$ <p>Berdasarkan ? Yfb'dU Y % Sž didapatkan f'Ybc'Xg'bi a V'f' :</p> $Re_t = \frac{d_i \times G_t}{\mu}$ $= \frac{0,0752 \times 6.070,0924}{0,03267}$ $= 13.965,9815$	<p>(6) Reynolds Number</p> <p>Berdasarkan ? Yfb'Zl " % dU Y , & , didapatkan data :</p> $t_{av} = 167 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 0,02 \text{ cp}$ $= 0,0484 \text{ lb/ft.jam}$ $D_e = \frac{0,72}{12} \text{ in}$ $= 0,06 \text{ ft}$ <p>Berdasarkan ? Yfb'dU Y % Sž didapatkan f'Ybc'Xg'bi a V'f' :</p> $Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$ $= \frac{0,06 \times #####}{0,0484}$ $= 152.591,480$
<p>(7) h_{io}</p> <p>Berdasarkan ? Yfb'dU Y % , , kondensasi steam sebesar :</p> $h_{io} = 1.500 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$	<p>(7) J_H</p> <p>Berdasarkan ? Yfb'Zl " & dU Y , ' , , didapatkan data :</p> $J_H = 218$
	<p>(8) h_o</p> <p>Berdasarkan ? Yfb'UVY) dU Y , S% , didapatkan data :</p> $t_{av} = 167 \text{ }^\circ\text{F}$ $k = 0,0172 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F/ft}$ <p>Berdasarkan ? Yfb'Zl " dU Y , S) , didapatkan data :</p> $c = 0,25 \text{ Btu/lc.oF}$ <p>Berdasarkan ? Yfb'Ye"!(& V dU Y</p>

	<p>didapatkan h_o :</p> $\frac{h_o}{\phi_s} = J_H \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$ $= 55,6339$ <p>Berdasarkan ϕ_s didapatkan :</p> $\phi_s = 1$ $h_o = 55,6339 \times \phi_s$ $= 55,6339 \times 1$ $= 55,6339 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$
<p>(9) ρ dan sg</p> <p>Berdasarkan v , μ , didapatkan data :</p> $Re_t = 13.965,9815$ $f = 0,00024 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ <p>Berdasarkan v , μ , didapatkan data :</p> $T_{av} = 266 \text{ °F}$ $sv = 10,7418 \text{ ft}^3/\text{lb}$ <p>Berdasarkan v , μ , didapatkan data ρ dan sg :</p> $\rho = \frac{1}{sv}$ $= \frac{1}{10,7418}$ $= 0,0931 \text{ lb/ft}^3$ $sg = \frac{\rho}{62,5}$ $= \frac{0,0931}{62,5}$ $= 0,0015$	<p>(9) ρ dan sg</p> <p>Berdasarkan v , μ , didapatkan data :</p> $Re_t = 152.591,480$ $f = 0,00135 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ <p>Berdasarkan v , μ , didapatkan ρ :</p> $t_{av} = 167 \text{ °F}$ $\rho = 0,0634 \text{ lb/ft}^3$ <p>Berdasarkan v , μ , didapatkan data sg :</p> $sg = \frac{\rho}{62,5}$ $= \frac{0,0634}{62,5}$ $= 0,0010$
<p>(10) Pressure Drop</p> <p>Berdasarkan v , μ , didapatkan f :</p> $\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times \phi_t \times \phi_s}$ $= 0,0484 \text{ psi}$ <p>Berdasarkan v , μ , didapatkan data :</p> $G_t = 6.070,0924 \text{ lb/jam.ft}^2$ $\frac{V^2}{2g'} = 0,001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ <p>Berdasarkan v , μ , didapatkan h :</p>	<p>(10) Pressure Drop</p> <p>Berdasarkan v , μ , didapatkan h :</p> $N + 1 = \frac{12 \times L \times n'}{B}$ $= \frac{12 \times 16 \times 1}{32}$ $= 6$ <p>Berdasarkan v , μ , didapatkan h :</p> $\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times De \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times sg \times \phi_s}$ $= 2,3164 \text{ psi}$

$\Delta P_r = \frac{4 \times n \times V^2 \times 6,25}{sg \times 2g' \times 144}$ $= 0,2331 \text{ psi}$ <p>Berdasarkan ' +, didapatkan total</p> $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$ $= 0,2815 \text{ psi}$ <p>Kesimpulan :</p> $\Delta P_T < 10 \text{ psi}$	<p>Kesimpulan :</p> $\Delta P_T < 10 \text{ psi}$
---	---

(11). Clean Overall Coefficient

Perhitungan U_c berdasarkan h_{io} dan h_o :

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

$$= 53,6443 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

(12). Dirt Factor

Perhitungan R_d berdasarkan U_c dan U_D :

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{53,6443 - 59}{53,6443 \times 59}$$

$$= -0,00181 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Kesimpulan :

$$\text{Error } R_d : -1,90494 = -190,49\%$$

R_d hitung > R_d ditetapkan, maka rancangan HE memenuhi.

Tabel C.38 Spesifikasi Heater (E-313)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	< YHF (E-313)
Fungsi	Sebagai alat untuk memanaskan udara menjadi 120°C sebelum masuk ke FCHB.
Tipe	%G Y U X H V < Y H I W U b [Y "
Bahan Konstruksi	Q U b Y g G Y H m Y " S "
G Y	ID = 37 in
	6 U Z Y G U M b [= 32 in
	Jumlah 6 U Z Y = 6
	$\Delta P = 2,3164 \text{ psi}$
H V Y	OD = 1 in
	ID = 0,902 in
	BWG = 18
	D] W = 1,25] b h [U b [i U
	Panjang = 16 ft
Jumlah H V Y = 664	

	Jumlah Dug	= 2
	ΔP	= 0,2815 psi
8]fi UMF	-0,0018	Btu/jam.ft ² .°F
Luas Area	2.781	ft ²
Jumlah	1	unit

15. Cyclone I (H-314)

Fungsi : Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari J]MU]b] '8fnf.

Tipe : H]b] Yb]U' -b' Yh]7nWcbYGYdUfUcf"

Bahan konstruksi : G5!& S; fUXYA HndY" %"

Jumlah : 1 unit.

Tabel C.39 Spesifikasi Feed Aliran <54>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,0057	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
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
Mg(HCO ₃) ₂	0,0000	0,0000	2.345	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO ₃	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H ₂ O	0,0205	2.633,5612	996	2,6450
Udara	0,9738	125.298,7529	2,1594	58.024,9343
Total	1,0000	127.932,3141		58.027,5793

$$\begin{aligned}
 P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,6959 \text{ lb/in}^2 \\
 &= 1,01325 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Basis waktu} &= 1 \text{ jam} \\
 T \text{ ZYX} &= 0,00 \text{ K} \\
 &= -273,15 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa ZYX} &= 127.932,3141 \text{ kg/jam} \\
 &= 127,9323 \text{ ton/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Massa g`X} = 2.633,5612 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume g`X} = 2,6450 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas g`X}(\rho_s) &= \frac{\text{Massa g`X}}{\text{Volume g`X}} \\
 &= \frac{2.633,5612 \text{ kg}}{2,6450 \text{ m}^3} \\
 &= 995,6800 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa gas} &= 127.932,3141 \text{ kg/jam} \\
 &= 282.042,1384 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume gas} = 58.027,5793 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas gas } (\rho_g) &= \frac{\text{Massa gas}}{\text{Volume gas}} \\ &= \frac{127.932,3141 \text{ kg}}{58.027,5793 \text{ m}^3} \\ &= 2,2047 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{S/G gr} \text{ X dalam gas} &= \frac{\text{Massa garam}}{\text{Volume campuran}} \\ &= \frac{2.633,5612 \text{ kg}}{58.027,5793 \text{ m}^3} \\ &= 0,0454 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi cyclone :

Berdasarkan $\text{Dyffm}^h \text{ 9X}^d \text{ U Y\%}^!$ & kecepatan gas masuk ke $7n\text{WcbY}$ adalah sekitar 8-30 m/s, maka diasumsikan :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan gas masuk } (v_{in}) &= 15 \text{ m/s} \\ &= 49,2126 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter partikel masuk } (d_{pi}) &= 0,5 \text{ mm} \\ &= 0,0005 \text{ m} \\ &= 0,0016 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Viskositas gas } (\mu_g) = 0,00000 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{9ZWj Ybi a Vf } (N_s) = 3,5 \text{ fDyffm}^h \text{ 9X}^d \text{ U Y\%}^! \text{ S}$$

$$\text{7c}^{\text{Wcb YZVbW}} (\text{E}_L) = 95\% \text{ fDyffm}^h \text{ 9X}^d \text{ U Y\%}^! \text{ S}$$

$$\frac{d_{pi}}{D_{pth}} = 7,0 \text{ fDyffm}^h \text{ 9X}^d \text{ U Y\%}^! \text{ S}$$

vis
int
htt
T (c
5

6

Berdasarkan data di atas, didapatkan nilai diameter partikel pada saat bagian partikel telah terurai (D_{pth}) adalah :

$$\begin{aligned} D_{pth} &= \frac{d_{pi}}{7,0} \\ &= \frac{0,0016 \text{ ft}}{7,0} \\ &= 0,0002 \text{ ft} \\ &= 0,0001 \text{ m} \end{aligned}$$

-3
x =
x =

Berdasarkan $\text{Dyffm}^h \text{ 9X}^d \text{ U Y\%}^! \text{ S}$, didapatkan nilai lebar $\text{b}^{\text{Yh7nWcbY}}$ $\text{fYMLb}^i \text{ U}^f$ (B_c) adalah :

$$\begin{aligned} B_c &= \frac{D_{pth}^2 \times \Pi \times N_s \times v_{in} \times (\rho_s - \rho_g)}{9 \times \mu_g} \\ &= \frac{0,0001^2 \times \Pi \times 3,5 \times 15 \times (995,6800 - 2,2047)}{9 \times 0,00000} \\ &= 1,9912 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan $\text{Dyffm}^h \text{ 9X}^d \text{ U Y\%}^! \text{ S}$ & didapatkan nilai diameter $7n\text{WcbY}$ (D_c), diameter saluran gas keluar $7n\text{WcbY}$ (D_e), tinggi $7n\text{WcbY}$ di B_c pada gas masuk (H_c), panjang ruang gravitasi $\text{g}^{\text{h}} \text{b}^i$ dalam arah aliran gas (L_c), lebar ci h^{Yh} $7n\text{WcbY} \text{ fYMLb}^i \text{ U}^f$ (S_c), panjang ruang spiral dalam $7n\text{WcbY}$ (Z_c), diameter partikel keluar (J_c) adalah :

$$\begin{aligned}
D_c &= 4 \times B_c = 4 \times 1,9912 \text{ m} = 7,9647 \text{ m} \\
D_e &= \frac{D_c}{2} = \frac{7,9647}{2} \text{ m} = 3,9823 \text{ m} \\
H_c &= \frac{D_c}{2} = \frac{7,9647}{2} \text{ m} = 3,9823 \text{ m} \\
L_c &= 2 \times D_c = 2 \times 7,9647 \text{ m} = 15,9293 \text{ m} \\
S_c &= \frac{D_c}{8} = \frac{7,9647}{8} \text{ m} = 0,9956 \text{ m} \\
Z_c &= 2 \times D_c = 2 \times 7,9647 \text{ m} = 15,9293 \text{ m} \\
J_c &= \frac{D_c}{4} = \frac{7,9647}{4} \text{ m} = 1,9912 \text{ m}
\end{aligned}$$

Perhitungan tekanan desain :

$$\begin{aligned}
P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\
&= 14,6959 \text{ psi} \\
P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times H \\
&= 2,2047 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 31,8586 \text{ m} \\
&= 688,3330 \text{ kg/m} \cdot \text{s}^2 \\
&= 688,3330 \text{ N/m}^2 \\
&= 0,0068 \text{ atm} \\
&= 0,0998 \text{ psi} \\
P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
&= (1 + 0,0068) \text{ atm} \\
&= 1,0068 \text{ atm} \\
&= 14,7957 \text{ psi} \\
P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
&= 1,1 \times 1,0068 \text{ atm} \\
&= 1,1075 \text{ atm} \\
&= 16,2753 \text{ psi} \\
&= 16,2753 \text{ lb/in}^2
\end{aligned}$$

Perhitungan tebal Cyclone :

$$\begin{aligned}
\text{Material} &= \text{Carbon Steel} \\
f &= 18.750 \text{ psi} \\
E &= 0,8 \text{ (Sambungan 8 ci VYkYXXM h'c|bh)} \\
C &= 0,125 \text{ in}
\end{aligned}$$

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan

$$\begin{aligned}
t_s &= \frac{p \text{ (lb/in}^2\text{)} \times r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \times E - 0,6 \times p \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\
&= \frac{16,2753 \times 157}{18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,2753} + 0,1250 \\
&= 0,2955 \text{ in}
\end{aligned}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan

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

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

Perhitungan OD :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID (in)} + 2 \times t_s \text{ (in)} \\ &= 314 + 2 \times 0,1875 \\ &= 314,3750 \text{ in} \end{aligned}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan ASME Section VIII-1 :

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

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD (in)} - 2 \times t_s \text{ (in)} \\ &= 84 - 2 \times 0,1875 \\ &= 83,625 \text{ in} \\ &= 2,1241 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ls} &= 125,438 \text{ in} \\ &= 10,4531 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan tebal konis berdasarkan ASME Section VIII-1 :

$$\text{Tebal konis} = \frac{P \times D_e}{2 \times \cos\left(\frac{1}{2} \alpha\right) \left(f \times E - 0,6 \times P\right)} + C$$

Dimana :

$$P = 16,2753 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned} D_e &= \text{ID} \\ &= 314 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\alpha = 30^\circ$$

$$1/2 \alpha = 15^\circ$$

$$\cos(1/2 \alpha) = 1$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai tebal konis adalah :

$$\text{Tebal konis} = 0,3015 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in}$$

Tabel C.40 Spesifikasi Cyclone I (H-314)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Cyclone I (H-314)
Fungsi	Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari JMF.
Tipe	Cyclone I
Bahan Konstruksi	CS; 1/2" A106"
Kapasitas (ton/jam)	128
Kecepatan Gas Masuk (ft/s)	50
Diameter dalam (in)	314
Tebal (in)	0,1875
Tebal Konis (in)	0,1875
Lebar Ciri (in)	40
Diameter Saluran Gas Keluar	157
Diameter Partikel Keluar (in)	79

Tinggi 7mWcbY di Bc Pada Gas Masuk (ft)	14
Panjang Ruang Gravitasi Gmb[(ft)	53
Panjang Ruang Spiral 7mWcbY	53
Jumlah (unit)	1

16. Blower II (G-316)

Fungsi : Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari 5]f:]Hf ke J]VU]b[8fmf .
Tipe : G]b[YgU YVck Yf X]gWUf[YdYgg fY"
Bahan konstruksi : 7UVcb'gYY"
Jumlah : 1 unit.

P udara masuk (P₁) = 1 atm
P udara keluar (P₂) = 1,2 atm
Suhu udara = 30 °C
= 303,15 K

Tabel C.41 Spesifikasi Feed Udara Aliran <50>

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
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
Mg(HCO ₃) ₂	0,0000	0,0000	2.345	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO ₃	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H ₂ O	0,0206	673,8101	995,7	0,6767
Udara	0,9794	32.058,3264	1,1640	27.541,5176
Total	1,0000	32.732,1365		27.542,1943

Kondisi operasi dalam keadaan adiabatik :

< i a]X]mudara mast = 0,0210 kg H₂O/kg XfnUf
f] Yb_cd]g(h '9XzdU Y) * , L
BM udara = 28,9647 kg/kmol
BM H₂O = 18 kg/kmol
γ udara = 1,4 f] Yb_cd]g(h '9XzdU Y%) &L
; Ug Uk WbgUbn(R = 8.314,34 J/kmol.K
f] Yb_cd]g(h '9XzdU Y-) L
Massa ZYX udara (m = 32.732,1365 kg/jam
= 32,7321 ton/jam
= 0,3139 kg udara/s
Volume ZYX udara = 27.542,1943 m³/jam
Kapasitas Vck Yf = 27.542,1943 m³/jam
= ##### ft³/jam
Efisiensi Vck Yf (η) = 80% f] f]W]WVY(!- dU Y%&SL

dei
T (c
3

Perhitungan $-W_s$ berdasarkan ; γ_{udara} ($\frac{h}{1000} \times \gamma_{udara}$) & :

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \frac{\gamma}{\gamma-1} \times \frac{R \times T}{BM_{udara}} \times \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \\
 &= \frac{1,4}{1,4 - 1} \times \frac{8.314,34 \times 303,15}{28,9647} \left[\left(\frac{1,2}{1} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right] \\
 &= 16.286,0231 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Q_{udara} berdasarkan ; γ_{udara} ($\frac{h}{1000} \times \gamma_{udara}$) &

$$\begin{aligned}
 Q_{udara} &= \frac{-W_s \text{ (J/kg)} \times m \text{ (kg udara/s)}}{\eta \times 1000} \\
 &= \frac{16.286,0231 \times 0,3139}{80\% \times 1000} \\
 &= 6,3904 \text{ kW} \\
 &= 8,5697 \text{ hp}_{(1)}
 \end{aligned}$$

Tabel C.41 Spesifikasi Blower II (G-316)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Blower II (G-315)
Fungsi	Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari silo ke Furnace.
Tipe	Blower Vertikal
Bahan Konstruksi	7UFVb'GYY"
Kapasitas (ft ³ /jam)	972.645
Dk Y' (hp ₍₁₎)	9
Jumlah (unit)	1

17. Bucket Elevator III (J-321)

Fungsi : Mengangkut garam industri dari J]MU]b] '8frf (B-317) ke Fc''7fi g'Yf II (C-320)

9'Y Ucf'hdY : <] [\ g'YXVbf]Z [U X]gWUf] Y

Gi Wf'hdY : 8 Yd'Gi W'h

Bahan konstruksi : 7UFVb'GYY

Tabel C.43 Spesifikasi Feed Aliran <17>

No	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
1	NaCl	0,9899	18496,3437	2170	8,5237
2	CaSO ₄	0,0002	4,4792	2960	0,0015
3	CaCl ₂	0,0002	4,0623	2150	0,0019
4	MgCl ₂	0,0005	8,8188	2325	0,0038
5	KCl	0,0004	7,3629	1988	0,0037
6	Mg(HCO ₃) ₂	0,0001	1,9271	2344,6	0,0008
7	KBr	0,0001	1,7552	2750	0,0006
8	KIO ₃	0,0000	0,0442	3890	0,0000
9	H ₂ O	0,0086	160,3480	995,68	0,1610
Total		1,0000	18685,1415		8,6971

$$\begin{aligned}
\text{Feed} &= 18685,1415 \text{ kg/jam} \\
\text{Cj f XYgl b ZUMf} &= 10\% \text{ fK U UgHUVY\%('dU Y+L} \\
\text{: YX desain (Q)} &= 1,1 \text{ x : YX} \\
&= 1,1 \text{ x } 18.685,1415 \text{ kg/jam} \\
&= 20.761,2684 \text{ kg/jam} \\
&= 20,7613 \text{ ton/jam} \\
\text{Volume ZYX} &= 8,6971 \text{ m}^3/\text{jam} \\
\text{Volume desain} &= 1,1 \text{ x Volume ZYX} \\
&= 1,1 \text{ x } 8,6971 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 9,6634 \text{ m}^3/\text{jam} \\
\text{Densitas Vi`_ (\gamma)} &= 20.761,2684 \text{ kg/jam x } \frac{1}{9,6634 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
&= 2.148,4396 \text{ kg/m}^3 \\
&= 2,1484 \text{ ton/m}^3 \\
\text{T operasi} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} \\
\text{P operasi} &= 1 \text{ atm} \\
\text{< Y[\h9`y Ucf fL} &= 6 \text{ m} \\
\text{Inclinasi} &= 0 \text{ }^\circ \\
\text{Berdasarkan Gdlj U_cj g_nHUVY&&dU Y&)+:} \\
\text{Gi WYhZVWbWfL} &= 0,8 \\
\text{6YhgYXfL} &= 1,6 \text{ m/s} \\
\frac{\text{lo}}{\text{a}} &= \frac{\text{Q}}{3.6v\psi y} \\
&= \frac{20.761,2684}{3,6 \text{ x } 1,6 \text{ x } 0,8 \text{ x } 2.148,4396} \\
&= 2,0971 \text{ l/m} \\
\text{Jika distandarisasi dalam buku Gdlj U_cj g_nHUVY&&dU Y&), diperoleh :} \\
\text{Gi WYhWdUMhifSL} &= 0,75 \text{ liter} \\
\text{Gi WYhgUMb fL} &= 300 \text{ mm} = 0,3 \text{ m} \\
\frac{\text{lo}}{\text{a}} &= 2,50 \\
\text{Gi WYhK JX} &= 135 \text{ mm} \\
\text{FYgJUBW: UMf' berdasarkan buku Gdlj U_cj g_nHUVY&&dU Y&- :} \\
\text{K1} &= 2,5 \\
\text{K2} &= 0,5 \\
\text{K3} &= 1,6 \\
\text{Menghitung jUi Yec' berdasarkan buku Spivakovsky eq.189 page 259 :} \\
\text{qo} &= \text{K2 x Q (Gdlj U_cj g_meq.189 page 259)} \\
&= 0,5 \text{ x } 20,7613 \\
&= 10,38063 \\
\text{q} &= \frac{\text{Q}}{3.6v} \\
&= \frac{20,7613}{3,6 \text{ x } 1,6} \\
&= 3,604387 \\
\text{AU gduWYgcb} &= 1,15 \text{ x H x (q + K1q0) (Gdlj U_cj g_meq.188 page 259)} \\
&= 1,15 \text{ x } 6 \text{ x (} 3,604387 + (2,5 \text{ x } 10,38063) \\
&= 203,936209
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Dck Yf'fBL} &= \frac{QH}{367} (1.15 + K2K3) \quad (\text{Gdlj U_cj g meq.190 page 260}) \\
 &= \frac{20,7613 \times 6 \times (1,15 + 0,5 \times 1,6)}{367} \\
 &= 0,661871498 \text{ kW} \\
 \text{Dck Yf'5WU} &= \frac{\text{Power}}{\text{Efficiency}} = \frac{0,6618715}{80\%} \\
 &= 0,827339373 \text{ kW} \\
 &= 1,109480373 \text{ hp (t)}
 \end{aligned}$$

Tabel C.44 Spesifikasi Bucket Elevator III (J-321)

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	Gi VYh9'Y Ucf III (J-321)
Fungsi	Mengangkut garam industri dari J]MfUjbl '8fmf' (B-310) ke Fc''7fi g\Yf II (C-320)
Tipe Elevator	<]\ g]YXVbf]Z [U'XgWUf] Y
Tipe Bucket	8 Yd'6i VYh
Bahan Konstruksi	7UFVcb'GHY
Kapasitas (ton/jam)	21
Tinggi (m)	6
Kecepatan belt (m/s)	1,6
Kapasitas bucket (liter)	0,8
Lebar Bucket (mm)	135
Tinggi bucket (mm)	135
Jarak antar Bucket (mm)	300
Power (hp)	2
Jumlah (Unit)	1

18. Roll Crusher II (C-320)

Fungsi : Mengecilkkan ukuran partikel garam industri menjadi 20 mesh.
 Tipe : 8ci VYfc'' V] g\Yf"
 Bahan konstruksi : <]\ U`cnigHY"
 Jumlah : 1 unit

Tabel C.45 Spesifikasi Feed Garam Industri Pada Roll Crusher II (C-320)

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,9899	18.496,3437	2.170	8,5237
CaSO ₄	0,0002	4,4792	2.960	0,0015
CaCl ₂	0,0002	4,0623	2.150	0,0019
MgCl ₂	0,0005	8,8188	2.325	0,0038
KCl	0,0004	7,3629	1.988	0,0037
Mg(HCO ₃) ₂	0,0001	1,9271	2.345	0,0008
KBr	0,0001	1,7552	2.750	0,0006
KIO ₃	0,0000	0,0442	3.890	0,0000
H ₂ O	0,0086	160,3480	996	0,1610
Total	1,0000	18.685,14		8,6971

$$\begin{aligned}
\text{Densitas } \rho &= 2.148,4396 \text{ kg/m}^3 \\
5 \text{ m}^3 \text{ bdi h} &= 18.685,1415 \text{ kg/ jam} \\
9 \text{ Z} &= 75\% \quad \text{f} \\
\text{H} &= \frac{5 \text{ m}^3 \text{ bdi h}}{9 \text{ Z}} \\
\text{W} &= \frac{18.685,1415 \text{ kg/jam}}{75\%} \\
&= 24.913,5220 \text{ kg/jam} \\
&= 24,9135 \text{ ton/jam} \\
: f &= 0,2 \quad \text{f} \\
F \cdot \sin \theta &= \mu \cdot F \cdot \cos \theta \quad \text{f} \\
\sin \theta &= \mu \cdot \cos \theta \\
\theta &= \tan^{-1}(\mu) \\
&= \tan^{-1}(0,2) \\
&= 12,5666^\circ \\
\text{Max. } &= 2 \text{ mm} \quad (\text{Asumsi}) \\
\text{X} &= 0,002 \text{ m} \\
\text{Fc} &= 1 \text{ mm} \quad (\text{Asumsi}) \\
&= 0,001 \text{ m}
\end{aligned}$$

Perhitungan f berdasarkan 9 :

$$\begin{aligned}
\cos \theta &= \frac{R + L/2}{R + x_1/2} \\
\cos(12,5666) &= \frac{R + 0,5 \text{ mm}}{R + 1 \text{ mm}} \\
0,9760 &= \frac{R + 0,5 \text{ mm}}{R + 1 \text{ mm}} \\
0,9760 R + 0,9760 \text{ mm} &= R + 0,5 \text{ mm} \\
0,9760 R - R &= (0,5 - 0,9760) \text{ mm} \\
-0,0240 R &= -0,4760 \text{ mm} \\
R &= 19,8714 \text{ mm} \\
\text{Fc} &= 19,8714 \text{ mm} \\
&= 0,0199 \text{ m} \\
\text{Fc} &= 39,74 \text{ mm} \\
&= 0,040 \text{ m} \\
&= 1,565 \text{ in} \\
\text{f} &= 1 \text{ m} \quad \text{f}
\end{aligned}$$

Perhitungan f berdasarkan 9 :

$$\begin{aligned}
\text{f} &= \frac{Q \text{ (kg/jam)}}{60 \cdot \pi \cdot D \text{ (m)} \cdot W \text{ (m)} \cdot L \text{ (m)} \cdot \rho \text{ (kg/m}^3)} \text{ rpm} \\
&= \frac{24.913,5220}{60 \cdot \pi \cdot 0,040 \cdot 1 \cdot 0,001 \cdot 2.148,4396} \\
&= 1.547,9347 \text{ rpm} \\
8 &= 0,841 \text{ mm} \\
&= 0,000841 \text{ m}
\end{aligned}$$

Perhitungan $F_{Y_1} W_{cb} F_{U_j} (R_d)$ berdasarkan $9[V_d U Y] \% :$

$$\begin{aligned} F_{Y_1} W_{cb} F_{U_j} (R_d) &= \frac{x_1}{x_2} \\ &= \frac{0,002}{0,000841} \frac{m}{m} \\ &= 2,37812128 \quad (\text{memenuhi}) \end{aligned}$$

Karena, berdasarkan $9[V_d U Y] \% :$

$$A U "F_{Y_1} W_{cb} F_{U_j} = 5 : 1$$

$$K_{cf_} W_i = 8,78 \text{ kWh/ton } f_{WUYHUY} \% d U Y-*(L$$

Perhitungan $d_{ck} Y' (W) k [f] b X h Y a U M] U'$ berdasarkan

$A W U Y Y e " f \& \% S L d U Y-*(:$

$$\begin{aligned} D_{ck} Y' (W) &= m \left(\frac{\text{ton}}{h} \right) \cdot 0,3162 \cdot W_i \left(\frac{1}{\sqrt{x_2}} - \frac{1}{\sqrt{x_1}} \right) \\ &= 26,5136 \text{ kW} \\ &= 35,5553 \text{ hp}_{(1)} \end{aligned}$$

Tabel C.46 Spesifikasi Roll Crusher II (C-320)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	FC ^{7fi g\Y' II (C-320)}
Fungsi	Mengecilkan ukuran partikel garam industri menjadi 20 mesh.
Tipe	Double roll crusher.
Bahan Konstruksi	High alloy steel.
Kapasitas (ton/jam)	25
Diameter FC ⁷ (in)	2
Kecepatan Rotasi (rpm)	1548
Ukuran : YX (mm)	2
Ukuran Produk (mm)	1
F _{Y₁} W _{cb} F _{U_j}	3
D _{ck} Y' (hp ₍₁₎)	36
Jumlah (unit)	1

19. Screener II (H-322)

Fungsi : Menyaring garam industri sehingga didapatkan garam industri dengan ukuran maksimal 20 mesh.

Tipe : < [\ g Y X j] M U h [g W Y b g "

Bahan konstruksi : 7 U V c b g Y Y "

Jumlah : 1 unit

Berdasarkan $D Y f f i n g 7 \backslash Y a [W ' 9 b] b Y f i g < U b X c c _ + ^ h ' 9 X ' H U V Y \% ! * d U Y \% ! \& S z$ diperoleh data untuk menyaring garam ukuran 20 mesh sebagai berikut.

$$H_{mf} Yei j j U Y b X Y g [b U h c t = 20 \text{ mesh}$$

$$G_j Y Y c d b] b [(a) = 0,841 \text{ mm}$$

$$= 0,000841 \text{ m}$$

$$= 0,0331 \text{ in}$$

$$K] f Y X j U a Y Y f (d) = 0,5100 \text{ mm}$$

$$= 0,00051 \text{ m}$$

$$G_j Y Y X Y g [b U h c b ' = 0,841 \text{ mm}$$

Arti 20 mesh : Dalam setiap 1 in² bidang jaring terdapat 20 lubang.

Perhitungan luas G_{MYB} (A) berdasarkan $D_{Yfng} \cdot 7 \cdot Y_a \cdot W \cdot 9b \cdot |bYfng < UbXcc_ + ^h \cdot 9X \cdot 9e \cdot f\% ! + LdU Y\% ! \& \cdot$:

$$\text{Luas } G_{MYB} \text{ (A)} = \frac{0,4 \times Ct}{Cu \times Foa \times Fs}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} : \text{ckfUY} (Ct) &= 19.734,7653 \text{ kg/jam} \\ &= 19,7348 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} I \text{ bjhWdU} (Cu) &= 0,2 \text{ ton/h.ft}^2 \text{ fDYfng+h'9X'Zl' \% ! \&dU Y\% ! \& L} \\ &= 0,0186 \text{ ton/h.m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C \text{ dYb'UFYUZMcf' } (Foa) &= 100 \times a^2 \times m^2 \text{ fDYfng+h'9X'Zl' \% ! \& dU Y\% ! \& L} \\ &= 100 \times a^2 \times \left(\frac{1}{a + d} \right)^2 \\ &= 38,7509 \end{aligned}$$

$$G \text{ chXUFYUZMcf' } (Fs) = 0,5 \text{ fDYfng+h'9X'Zl' \% ! \& dU Y\% ! \& L}$$

Maka, didapatkan :

$$\text{Luas } G_{MYB} \text{ (A)} = \frac{0,4 \times Ct}{Cu \times Foa \times Fs}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas } G_{MYB} \text{ (A)} &= \frac{0,4 \times 19,7348 \text{ ton/h}}{0,0186 \text{ ton/h.m}^2 \times 38,7509 \times 0,5} \\ &= 21,9271 \text{ m}^2 \\ &= 236,0210 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dimensi G_{MYB} :

$$\text{Rasio panjang : lebar} = 2 : 1 \text{ (Asumsi)}$$

Dengan demikian, didapatkan ukuran G_{MYB} sebesar :

$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 6,6222 \text{ m} \\ &= 21,7265 \text{ ft} \\ \text{Lebar} &= 3,3111 \text{ m} \\ &= 130,3593 \text{ in} \end{aligned}$$

Tabel C.47 Spesifikasi Screener II (H-322)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	$G_{MYB} Y \cdot II$ (H-322)
Fungsi	Menyaring garam industri sehingga didapatkan garam industri dengan ukuran maksimal 20 mesh.
Tipe	$< \backslash \text{g} \text{YXj} \text{]MU} \text{]b} \cdot \text{g} \text{MYbg}'$
Bahan Konstruksi	$7UFcb \cdot \text{g} \text{YY}''$
Kapasitas (ton/jam)	20
Luas G_{MYB} (ft ²)	237
Jumlah (unit)	1

20. Silo II (F-323)

Fungsi : Sebagai tempat penampungan sementara garam industri

sebelum masuk ke Q_{in} .

- Tipe : Silinder dengan tutup atas g_{top} dan tutup bawah g_{bottom}
- Bahan konstruksi : $G51\&S; f_{UYA} H_{dY} \% "$
- Jumlah : 1 unit

Tabel C.48 Spesifikasi Feed Garam Industri Pada Silo II (F-323)

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,9899	18.748,0271	2.170	8,6396
CaSO ₄	0,0002	4,5401	2.960	0,0015
CaCl ₂	0,0002	4,1176	2.150	0,0019
MgCl ₂	0,0005	8,9388	2.325	0,0038
KCl	0,0004	7,4631	1.988,0	0,0038
Mg(HCO ₃) ₂	0,0001	1,9534	2.345	0,0008
KBr	0,0001	1,7791	2.750	0,0006
KIO ₃	0,0000	0,0448	3.890	0,0000
H ₂ O	0,0086	162,5299	995,68	0,1632
Total	1,0000	18.939,3939		8,8154

T operasi = 30 °C

P operasi = 1 atm

Δt = 1 jam

\dot{m} = 18.939,3939 kg/jam

= 18,9394 ton/jam

\dot{m} tinggal = $\dot{m} \times \Delta t$

= 18.939,3939 kg/jam x 1 jam

= 18.939,3939 kg

= 18,9394 ton

Volume \dot{V} = 8,8154 m³/jam

Volume \dot{V} tinggal = Volume \dot{V} x Δt

= 8,8154 m³/jam x 1 jam

= 8,8154 m³

η = 20% (Rovanessa, 2013)

Sehingga,

Volume V_c = $\frac{\text{Volume } \dot{V} \text{ tinggal}}{80\%}$

= $\frac{8,8154 \text{ m}^3}{80\%}$

= 11,0193 m³

= 389,1423 ft³

Perhitungan dimensi & tinggi tangki :

$V_{silinder} = (1/4) \times (\pi \times ID^2 \times L_s)$

Dimana,

Tinggi silinder (L_s) = 1,5 x ID

Maka didapatkan,

$V_{silinder} = 1,1781 \times ID^3$

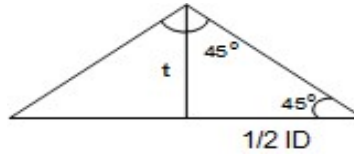
Untuk $V_{tutup \text{ bawah}}$ digunakan tutup bawah berbentuk g_{bottom} dengan 90 °.

maka,

$$\alpha = 90^\circ$$

$$t = \frac{1}{2} \times ID \times \tan(1/2 \alpha)$$

$$= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(45^\circ)$$



$$\begin{aligned} V_{\text{tutup bawah}} &= V_{\text{conical}} \\ &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times t \\ &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times \left(\frac{1}{2} \times ID \times \tan 45^\circ \right) \\ &= \frac{\pi}{24} \times (ID^3 \times \tan 45^\circ) \\ &= 0,1309 \times ID^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup atas}} &= 0,0847 \times ID^3 \\ V_{\text{tutup}} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{tutup atas}} \\ &= 0,1309 \times ID^3 + 0,0847 \times ID^3 \\ &= 0,2156 \times ID^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{silo}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup}} \\ 11,0193 \text{ m}^3 &= 1,1781 \times ID^3 + 0,2156 \times ID^3 \\ ID^3 &= 7,9065 \text{ m}^3 \\ ID &= 1,9922 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 78,4322 \text{ in} \\ r_i &= 0,9961 \text{ m} \\ &= 39,2161 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 2,9883 \text{ m} \\ &= 9,8040 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Wb/W (hb)} &= 0,9961 \text{ m} \\ &= 3,2680 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas (ha)} &= 0,169 \times ID \\ &= 0,169 \times 1,9922 \text{ m} \\ &= 0,3367 \text{ m} \\ &= 1,1046 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki (H)} &= Ls + ha + hb \\ &= (2,9883 + 0,3367 + 0,9961) \text{ m} \\ &= 4,3210 \text{ m} \\ &= 14,1766 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Material} &= \text{CS!& \$; fUKYA HndY" \%"} \\ f &= 18.750 \text{ psi} \\ E &= 0,8 \text{ (Sambungan 8ci VYkYXXXVi hi'c|bh)} \\ &= \text{fbfckbY`HUVY% "&dU Y& } (L \\ C &= 0,125 \text{ in} \text{ fPi gL'c'dU Y% } (L \end{aligned}$$

Perhitungan tekanan desain :

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,5038 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$P_{\text{beban}} = \frac{F}{A}$$

Dimana,

$$\begin{aligned} F &= m \times g \\ &= 18.939,3939 \text{ kg} \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 185.606,0606 \text{ kg.m/s}^2 \\ &= 185.606,0606 \text{ N} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= \pi \times r^2 + \pi \times r \times s \\ &= \pi \times r^2 + \pi \times r \times \left(\frac{r}{\sin 45^\circ} \right) \\ &= \pi \times 0,9961^2 + \pi \times 0,9961 \times \left(\frac{0,9961}{\sin 45^\circ} \right) \\ &= 7,5253 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Maka didapatkan,

$$\begin{aligned} P_{\text{beban}} &= \frac{185.606,0606 \text{ N}}{7,5253 \text{ m}^2} \\ &= 24.664,3795 \text{ N/m}^2 \\ &= 3,5773 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{beban}} \\ &= 3,577 \text{ psi} \end{aligned}$$

Cj Y Xgl b ZMf 1

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1,1 \times P_{\text{total}} \\ &= 1,1 \times 3,5773 \text{ psig} \\ &= 3,9748 \text{ psig} \\ &= 3,9748 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tangki :

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan GfckbY`Ye`%`%dU`Y& (:

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \text{ (lb/in}^2\text{)} \times r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \times E - 0,6 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\ &= \frac{3,9748 \times 39,2161}{18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 3,9748} + 0,1250 \\ &= 0,1354 \text{ in} \end{aligned}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan GfckbY`HUY) "+`dU`Y-`S`Z maka :

$$\begin{aligned} t_s &= 0,1875 \text{ in} \\ &= \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Perhitungan OD :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID (in)} + 2 \times t_s \text{ (in)} \\ &= 78,4322 + 2 \times 0,1875 \\ &= 78,8072 \text{ in} \end{aligned}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan GfckbY`HUY) "+`dU`Y-`S`Z maka :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 84 \text{ in} \\ \text{icr} &= 5,13 \\ r &= 84 \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (L_s) yang baru adalah

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD (in)} - 2 \times t_s \text{ (in)} \\ &= 84 - 2 \times 0,1875 \end{aligned}$$

$$= 83,625 \text{ in}$$

$$L_s = 125,438 \text{ in}$$

Perhitungan tebal tutup tangki :

Perhitungan tebal tutup bawah (t_{hb}) berdasarkan ASME VIII (1) :

$$t_{hb} = \frac{P \times D_e}{2 \times \cos\left(\frac{1}{2} \alpha\right) \left(f \times E - 0,6 \times P\right)} + C$$

Dimana :

$$P = 3,9748 \text{ lb/in}^2$$

$$D_e = ID = 83,625 \text{ in}$$

$$\alpha = 90^\circ$$

$$1/2 \alpha = 45^\circ$$

$$\cos(1/2\alpha) = 1$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai t_{hb} adalah :

$$t_{hb} = 0,1407 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in}$$

Perhitungan tebal tutup atas (t_{ha}) berdasarkan ASME VIII (1) :

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)} \times r \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \times E - 0,1 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)}$$

$$= \frac{0,885 \times 3,9748 \times 0}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 3,9748} + 0,125$$

$$= 0,1250 \text{ in}$$

$$\approx 0,1875 \text{ in}$$

Tabel C.49 Spesifikasi Silo II (F-323)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Silo II (F-323)
Fungsi	Sebagai tempat penampungan sementara garam industri sebelum masuk ke GUGUFU Y.
Tipe	Silinder dengan tutup atas standard dished head dan tutup bawah conical.
Bahan Konstruksi	CS; fUYA HdY" %"
Kapasitas (ton)	19
Volume (ft ³)	390
7cb]W`5b[Y(°)	90
Diameter Dalam (in)	84
Tinggi Silinder (ft)	126
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tinggi Tutup Bawah	4
Tebal Tutup Bawah	0,1875
Tinggi Tutup Atas (ft)	2
Tebal Tutup Atas (in)	0,1875
Jumlah (unit)	1

21. Salt Storage (F-324)

- Fungsi : Untuk menyimpan produk garam industri sebelum proses dUWb[.
- Tipe : < ci gb["
- 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 : 18.939,3939 kg/jam
- Bahan baku tinggal : 6.363.636,3636 kg

Tabel C.50 Spesifikasi Garam Industri

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,8528	36.595,2024	2.170	16,8641
CaSO ₄	0,0075	323,6979	2.960	0,1094
CaCl ₂	0,0068	293,5743	2.150	0,1365
MgCl ₂	0,0149	637,3145	2.325	0,2741
KCl	0,0124	532,0984	1.988,0	0,2677
Mg(HCO ₃) ₂	0,0032	139,2692	2.345	0,0594
KBr	0,0030	126,8423	2.750	0,0461
KIO ₃	0,0001	3,1963	3.890	0,0008
H ₂ O	0,0992	4.258,4071	995,68	4,2769
Total	1,0000	42.909,6025		22,0351

T operasi = 30 °C

P operasi = 1 atm

Volume bahan baku = 22,0351 m³/jam x 336 jam
 = 7.403,7770 m³

U_{min} = 20% (Rovanessa, 2013)

Volume bahan baku = 80% x Volume gcfU Y

Volume gcfU Y = $\frac{\text{Volume bahan baku}}{80\%}$
 = $\frac{7.403,7770 \text{ m}^3}{80\%}$
 = 9.254,7212 m³
 = ##### ft³

Tinggi gcfU Y = 5 m (Asumsi)
 = 16,4042 ft

Luas kebutuhan gcfU Y = 1.850,9442 m²
 = 19.923,3787 ft²

Rasio panjang : lebar = 1 : 1 (Asumsi)

Dengan demikian, didapatkan ukuran gcfU Y sebesar :

Panjang = 43,0226 m
 = 141,1503 ft

Lebar = 43,0226 m
 = 1.693,8041 in

Tinggi = 5 m
 = 16,4042 ft

Tabel C.51 Spesifikasi Salt Storage (F-324)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Unit Salt Storage (F-324)
Fungsi	Untuk menyimpan produk garam industri sebelum proses packing.
Tipe	< tipe >
Bentuk Bangunan	Fondasi berbentuk persegi panjang dengan atap tertutup.
Bahan Konstruksi	Beton bertulang.
Kapasitas (ton/jam)	43
Volume (ft ³)	326.828
Tinggi (ft)	17
Panjang (ft)	142
Lebar (ft)	142
Jumlah (unit)	1

22. Reactor I (R-410)

- Fungsi : Mereaksikan garam rakyat, air dan chemical NaOH, Na₂CO₃, Ca(OH)₂ untuk membuat larutan
- Tipe : Bejana silinder vertikal berpengaduk dan berpendingin jaket dengan tutup atas dan bawah
- Bahan konstruksi : Baja karbon
- Jumlah : 1 unit.

Tabel C.52 Data Solubility tiap Komponen pada suhu 30 °C

Komponen	Solubility (Kg/Kg H ₂ O)
NaCl	0,361
CaSO ₄	0,264
CaCl ₂	1,02
MgCl ₂	0,56
KCl	0,372
Mg(HCO ₃) ₂	0,077
KBr	0,707
KIO ₃	0,103
NaOH	1,19
Na ₂ CO ₃	0,397
Ca(OH) ₂	0,002

Tabel C.53 Spesifikasi : Garam Aliran <25>

Komponen	% Massa	Massa (Kg/jam)	Densitas (Kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,85284	17762,554	2170	8,18551
CaSO ₄	0,00754	157,116	2960	0,05308
CaCl ₂	0,00684	142,495	2150	0,06628
MgCl ₂	0,01485	309,339	2325	0,13305
KCl	0,01240	258,270	1988	0,12991
Mg(HCO ₃) ₂	0,00325	67,598	2344,60	0,02883
KBr	0,00296	61,567	2750	0,02239
KIO ₃	0,00007	1,551	3890	0,00040

H ₂ O	0,09924	2066,943	995,68	2,07591
NaOH	0,00000	0,000	2130	0,00000
Na ₂ CO ₃	0,00000	0,000	2540	0,00000
CaCO ₃	0,00000	0,000	2710	0,00000
Mg(OH) ₂	0,00000	0,000	2340	0,00000
Ca(OH) ₂	0,00000	0,000	2210	0,00000
Total	1,00000	20827,433		10,69536

Massa garam = 20.827,4328 kg
 Massa H₂O = 2.066,9427 kg
 Massa g'X = massa garam - massa H₂O
 = 18.760,4902 kg

Volume garam = 10,6954 m³
 Volume H₂O = 2,0759 m³
 Volume g'X = Volume garam - volume H₂O
 = 8,6194 m³

Tabel C.54 Spesifikasi : YX 7\Ya JWg Aliran <26>

Komponen	% Massa	Massa (Kg/jam)	Densitas (Kg/m3)	Volume (m3/jam)
NaCl	0,00000	0,000	2170	0,00000
CaSO ₄	0,00000	0,000	2960	0,00000
CaCl ₂	0,00000	0,000	2150	0,00000
MgCl ₂	0,00000	0,000	2325	0,00000
KCl	0,00000	0,000	1988	0,00000
Mg(HCO ₃) ₂	0,00000	0,000	2344,60	0,00000
KBr	0,00000	0,000	2750	0,00000
KIO ₃	0,00000	0,000	3890	0,00000
H ₂ O	0,00000	0,000	995,68	0,00000
NaOH	0,28816	259,854	2130	0,12200
Na ₂ CO ₃	0,15091	136,083	2540	0,05358
CaCO ₃	0,24504	220,968	2710	0,08154
Mg(OH) ₂	0,23999	216,417	2340	0,09249
Ca(OH) ₂	0,07591	68,452	2210	0,03097
Total	1,00000	901,774		0,38057

Tabel C.55 Spesifikasi : YX Air Aliran <25>

Komponen	% Massa	Massa (Kg/jam)	Densitas (Kg/m3)	Volume (m3/jam)
H ₂ O	1,0000	48645,58	995,68	48,85664
Total	1,00000	48645,575		48,85664

Tabel C.56 Spesifikasi Aliran Keluar <27>

Komponen	% Massa	Massa (Kg/jam)	Densitas (Kg/m3)	Volume (m3/jam)
NaCl	0,25993	18292,387	2170	8,42967
CaSO ₄	0,00223	157,116	2960	0,05308

CaCl ₂	0,00000	0,000	2150	0,00000
MgCl ₂	0,00000	0,000	2325	0,00000
KCl	0,00367	258,270	1988	0,12991
Mg(HCO ₃) ₂	0,00000	0,000	2344,60	0,00000
KBr	0,00087	61,567	2750	0,02239
KIO ₃	0,00002	1,551	3890	0,00040
H ₂ O	0,72046	50702,117	995,68	50,92210
NaOH	0,00369	259,854	2130	0,12200
Na ₂ CO ₃	0,00193	136,083	2540	0,05358
CaCO ₃	0,00314	220,968	2710	0,08154
Mg(OH) ₂	0,00308	216,417	2340	0,09249
Ca(OH) ₂	0,00097	68,452	2210	0,03097
Total	1,00000	70374,782		59,93812

$$\begin{aligned} \text{Densitas } \rho &= \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}} \\ &= \frac{18.760,4902 \text{ kg}}{8,6194 \text{ m}^3} \\ &= 2.176,5307 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter partikel } (D_p) &= 4 \text{ mm} \\ &= 0,004 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Difusivitas NaCl } (D_{AB}) = 0,00000000281 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas liquid } (\mu) &= 0,8700 \text{ cp} \\ &= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\ &= 3,1320 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

Perhitungan N_{sc} berdasarkan ;

$$\begin{aligned} N_{sc} &= \frac{\mu \text{ (kg/m.s)}}{D_{AB} \text{ (m}^2/\text{s)} \times \rho \text{ (kg/m}^3)} \\ &= \frac{0,0009}{0,00000000281 \times 995,6800} \\ &= 0,0864 \end{aligned}$$

$$; \text{ } f_{ij} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

Perhitungan v_i berdasarkan ;

$$\begin{aligned} v_i &= \frac{g \times D_p^2 \times (\rho_{\text{solid}} - \rho)}{18 \times \mu} \\ &= \frac{9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (0,004 \text{ m})^2 \times \left(2176,5307 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 995,68 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)}{18 \times 3,1320 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 0,00328 \text{ m/s}^2 \end{aligned}$$

Perhitungan N_{Re} berdasarkan ;

$$N_{Re} = \frac{D_p \text{ (m)} \times v_i \text{ (m/s}^2) \times \rho \text{ (kg/m}^3)}{\mu \text{ (kg/m.s)}}$$

$$= \frac{0,004 \times 0,00328 \times 995,68}{0,0009}$$

$$= 54.126,4818$$

$$N_{sh} = 0,48 \times \left(\frac{54.126,4818}{0,004} \right)^{1/3}$$

Perhitungan N_{sh} dan N_{Re} (N_{sh}) dan N_{sc} (N_{sc}) berdasarkan ; N_{sh} (N_{sh}) dan N_{sc} (N_{sc})

$$N_{sh} = 0,664 \times N_{Re}^{0,5} \times N_{sc}^{1/3}$$

$$= 0,664 \times (54.126,4818)^{0,5} \times (0,0864)^{1/3}$$

$$= 68,2868$$

$$k_c = \frac{D_{AB} (m^2/s)}{D_p (m)} \times N_{sh}$$

$$= \frac{0,00000000281}{0,004} \times 68,2868$$

$$= 0,00005 \text{ m/s}$$

$$\text{Volume partikel} = \frac{4}{3} \times \pi \times \left(\frac{D_p (mm)}{2} \right)^3$$

$$= \frac{4}{3} \times \pi \times \left(\frac{4}{2} \right)^3$$

$$= 33,5103 \text{ mm}^3$$

$$= 0,000000034 \text{ m}^3$$

Contoh perhitungan untuk komponen $MgCl_2$:

$$\text{Volume } V = \text{Volume } MgCl_2 \text{ garam}$$

$$= 0,1330 \text{ m}^3$$

$$= 0,1330 \text{ m}^3$$

$$\text{Konsentrasi jenuh } (C_s) = 0,56 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times \frac{\rho \text{ H}_2\text{O} (kg/m^3)}{1000 \text{ dm}^3/m^3}$$

$$= 0,56 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times \frac{995,68 \text{ kg/m}^3}{1000 \text{ dm}^3/m^3}$$

$$= 0,5576 \text{ kg/dm}^3 \text{ H}_2\text{O}$$

$$= 0,5576 \text{ kg/liter H}_2\text{O}$$

$$= 557,5808 \text{ kg/m}^3 \text{ H}_2\text{O}$$

$$\text{Konsentrasi masuk } (C_m) = 0,0000 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times \frac{\rho \text{ H}_2\text{O} (kg/m^3)}{1000 \text{ dm}^3/m^3}$$

$$= 0,0000 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times \frac{995,68 \text{ kg/m}^3}{1000 \text{ dm}^3/m^3}$$

$$= 0,0000 \text{ kg/dm}^3 \text{ H}_2\text{O}$$

$$= 0,0000 \text{ kg/liter H}_2\text{O}$$

$$= 0,0000 \text{ kg/m}^3 \text{ H}_2\text{O}$$

$$\text{Massa } MgCl_2 \text{ terlarut} = MgCl_2 \text{ garam masuk}$$

$$= 309,3393 \text{ kg}$$

$$\text{Jumlah partikel} = \frac{\text{Volume } V}{\text{Volume partikel}}$$

$$= \frac{0,1330 \text{ m}^3}{0,000000034 \text{ m}^3}$$

$$= 3.970.393$$

$$\begin{aligned}
 G_{fZWUFY} &= 4 \times \Pi \times \left(\frac{D_p(\text{mm})}{2}\right)^2 \\
 &= 4 \times \Pi \times \left(\frac{4}{2}\right)^2 \\
 &= 50,2655 \text{ mm}^2 \\
 &= 0,00005 \text{ m}^2 \\
 \text{DUHjWYg fZWUFY} &= \text{Jumlah partikel} \times G_{fZWUFY} \\
 &= 3.970.393 \times 0,00005 \text{ m}^2 \\
 &= 199,5737 \text{ m}^2 \\
 \text{9ZMj Y]bYfZMJU'UFY} &= \frac{\text{DUHjWYg fZWUFY}}{\text{Total volume masuk}} \\
 &= \frac{199,5737 \text{ m}^2}{10,6954 \text{ m}^3} \\
 &= 18,6598 \text{ m}^{-1} \\
 \text{H.]WbYggcZVci bXU} &= 2 \text{ mm} \\
 &= 0,002 \text{ m} \\
 \text{FUYcZ Xggc j]bl} &= \text{Effective interfacial area} \times \left(\frac{\text{Mass transfer coefficient}}{\text{Thickness of boundary}}\right) \cdot x(C_s - C_m) \\
 &= 18,6598 \times \left(\frac{0,00005}{0,002}\right) \times (557,5808 - 0,0000) \\
 &= 249,5564 \text{ kg/s} \\
 \text{Gc'i VY]ha Y} &= \frac{\text{Massa MgCl}_2 \text{ terlarut}}{\text{FUYcZggc'i V]lm}} \\
 &= \frac{309,3393 \text{ kg}}{249,5564 \text{ kg/s}} \\
 &= 1,2396 \text{ s}
 \end{aligned}$$

Tabel C.57 Hasil Perhitungan Soluble Time Tiap Komponen

Komponen	Volume (m ³)	C _s (kg/m ³ H ₂ O)	C _m (kg/m ³ H ₂ O)	Massa terlarut (kg)	Jumlah Partikel	Effective Interfacial Area (m ⁻¹)	Rate of Dissolving (kg/s)	Soluble Time (s)
CaSO ₄	0,0531	0,2629	0,0000	157,1162	1.583.984	7,4443	0,0469	3.347
CaCl ₂	0,0663	1,0156	0,0000	142,4949	1.977.800	9,2952	0,2264	629
MgCl ₂	0,1330	0,5576	0,0000	309,3393	3.970.393	18,6598	0,2496	1.240
KCl	0,1299	0,3704	0,0000	258,2695	3.876.843	18,2202	0,1619	1.596
Mg(HCO ₃)	0,0288	0,0767	0,0000	67,5984	860.378	4,0436	0,0074	9.091
KBr	0,0224	0,7039	0,0000	61,5666	668.088	3,1398	0,0530	1.161
KIO ₃	0,00040	0,1026	0,0000	1,5514	11.902	0,0559	0,0001	11.276

A]b"fygXbWHa Y diambil dari gc'i VY]ha Y komponen yang paling lama.

$$\begin{aligned}
 \text{A]b"fygXbWHa Y} &= 11.276 \text{ s} \\
 &= 187,9284 \text{ menit} \\
 &= 3,1321 \text{ jam} \\
 < c'Xi d]ha Y &= 188 \text{ menit} \\
 &= 3,1333 \text{ jam} \\
 : YX &= 70.374,7819 \text{ kg/jam} \\
 &= 70,3748 \text{ ton/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume } ZYX \text{ tinggal} &= \text{Volume } ZYX \text{ x } c'Xi \text{ d'ha } Y \\
&= 70.374,7819 \text{ kg/jam x } 3,1333 \text{ jam} \\
&= \text{##### kg} \\
&= 220,5076 \text{ ton} \\
\text{Volume } ZYX &= 59,9326 \text{ m}^3/\text{jam} \\
\text{Volume } ZYX \text{ tinggal} &= \text{Volume } ZYX \text{ x } c'Xi \text{ d'ha } Y \\
&= 59,9326 \text{ m}^3/\text{jam x } 3,1333 \text{ jam} \\
&= 187,7887 \text{ m}^3 \\
&= 6.631,7016 \text{ ft}^3 \\
\text{Cj f ZUMf Xygl b} &= 10\% \quad (\text{Brownell, 1959}) \\
\text{Sehingga,} \\
\text{Volume tangki} &= 1,1 \text{ x Volume } ZYX \text{ tinggal} \\
&= 1,1 \text{ x } 187,7887 \text{ m}^3 \\
&= 208,6541 \text{ m}^3 \\
&= 7.368,5574 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki :

Ditetapkan bejana berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah dengan perbandingan Ls/ID sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
\frac{Ls}{ID} &= 1,5 \\
Ls &= 1,5 \text{ x } ID \\
V_{\text{silinder}} &= (1/4) \text{ x } (\pi \text{ x } ID^2 \text{ x } Ls) \\
&= (1/4) \text{ x } (\pi \text{ x } ID^2 \text{ x } (1,5 \text{ x } ID)) \\
&= 0,3750 \text{ x } \pi \text{ x } ID^3 \\
V_{\text{tutup atas}} &= 0,0847 \text{ x } ID^3 \\
V_{\text{tutup bawah}} &= 0,0847 \text{ x } ID^3 \\
V_{\text{tutup}} &= V_{\text{tutup atas}} + V_{\text{tutup bawah}} \\
&= 2 \text{ x } (0,0847 \text{ x } ID^3) \\
V_{\text{bejana}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}} \\
&= (0,3750 \text{ x } \pi \text{ x } ID^3) + (2 \text{ x } (0,0847 \text{ x } ID^3)) \\
&= (1,1781 \text{ x } ID^3) + (0,1694 \text{ x } ID^3) \\
&= 1,3475 \text{ x } ID^3 \\
ID^3 &= \frac{V_{\text{bejana}}}{1,3475} \\
&= \frac{208,6541 \text{ m}^3}{1,3475} \\
&= 154,8457 \text{ m}^3 \\
ID &= 5,3699 \text{ m} \\
&= 211,4135 \text{ in} \\
r_i &= 2,6850 \text{ m} \\
&= 105,7067 \text{ in} \\
\text{Tinggi silinder (Ls)} &= 1,5 \text{ x } ID \\
&= 1,5 \text{ x } 5,3699 \text{ m} \\
&= 8,0549 \text{ m} \\
&= 26,4267 \text{ ft} \\
\text{Tinggi tutup atas (ha)} &= 0,169 \text{ x } ID \\
&= 0,169 \text{ x } 5,3699 \text{ m} \\
&= 0,9075 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 2,9774 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi tutup bawah (hb)} &= 0,169 \times \text{ID} \\
 &= 0,169 \times 5,3699 \text{ m} \\
 &= 0,9075 \text{ m} \\
 &= 2,9774 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi tangki (H)} &= L_s + h_a + h_b \\
 &= (8,0549 + 0,9075 + 0,9075) \text{ m} \\
 &= 9,8699 \text{ m} \\
 &= 32,3815 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tekanan desain :

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,6959 \text{ psi} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho_{\text{campuran}} \times g \times H \\
 &= 5.312,5442 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 9,8699 \text{ m} \\
 &= \text{#####} \text{ kg/m.s}^2 \\
 &= \text{#####} \text{ N/m}^2 \\
 &= 5,0714 \text{ atm} \\
 &= 74,5281 \text{ psi} \\
 P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 5,0714 \text{ atm} \\
 &= 74,5281 \text{ psi} \\
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
 &= 1,1 \times 5,0714 \text{ atm} \\
 &= 5,6348 \text{ atm} \\
 &= 82,8090 \text{ psi} \\
 &= 82,8090 \text{ lb/in}^2 \\
 \\
 \text{Material} &= \text{CS-105} \\
 f &= 18.750 \text{ psi} \\
 E &= 0,8 \text{ (Sambungan 8ci VYk YXXVi hi'c]bh)} \\
 C &= 0,125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tangki :

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan 6fckbY`Ye%"%dU Y&

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \text{ (lb/in}^2\text{)} \times r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \times E - 0,6 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\
 &= \frac{82,8090 \times 105,7067}{18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 82,8090} + 0,1250 \\
 &= 0,7105 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan 6fckbY`HUY) "+dU Y- Szn

$$\begin{aligned}
 t_s &= 0,1875 \text{ in} \\
 &= \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Perhitungan OD :

$$\text{OD} = \text{ID (in)} + 2 \times t_s \text{ (in)}$$

$$= 211,4135 + 2 \times 0,1875$$

$$= 211,7885 \text{ in}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan 6fckbY`HUVY) "+`dU]Y- SZ maka :

$$\text{OD} = 48 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 3,00$$

$$r = 48$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah

$$\text{ID} = \text{OD (in)} - 2 \times t_s \text{ (in)}$$

$$= 48 - 2 \times 0,1875$$

$$= 47,625 \text{ in}$$

$$= 1,2097 \text{ m}$$

$$\text{Ls} = 71,4375 \text{ in}$$

$$= 5,9531 \text{ ft}$$

$$= 1,8145 \text{ m}$$

Perhitungan tebal tutup tangki :

Perhitungan tebal tutup atas (t_{ha}) berdasarkan ? i gBU'c Ye"&' S'dU]Y% ` :

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)} \times r \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \times E - 0,1 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)}$$

$$= \frac{0,885 \times 82,8090 \times 48}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 82,8090} + 0,125$$

$$= 0,3596 \text{ in}$$

$$\approx 0,1875 \text{ in}$$

Perhitungan tebal tutup bawah (t_{hb}) berdasarkan ? i gBU'c Ye"&' S'dU]Y% ` :

$$t_{hb} = \frac{0,885 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)} \times r \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \times E - 0,1 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)}$$

$$= \frac{0,885 \times 82,8090 \times 48}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 82,8090} + 0,125$$

$$= 0,3596 \text{ in}$$

$$\approx 0,1875 \text{ in}$$

Perhitungan diameter nozzle aliran <25> :

$$\text{Densitas } \rho_{\text{air}} = 1.947,3340 \text{ kg/m}^3$$

$$= 121,5681 \text{ lbm/ft}^3$$

$$: \text{ `ckfU]YZZX(Q}_{\text{air}} = 10,6954 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 377,7033 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,1049 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Diameter optimum} = 3,9 \times Q_{\text{air}}^{0,36} \text{ (m}^3/\text{jam)} \times \rho_{\text{air}}^{0,18} \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$\text{Diameter optimum} = 3,9 \times 10,6954^{0,36} \times 1.947,3340^{0,18}$$

$$= 35,783 \text{ mm}$$

$$= 1,409 \text{ in}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari 6fckbY`Z["%&&dU]Y &&% :

$$\text{Bca } \text{lbU`d]dYgrY} = 0,75 \text{ in Sch 40}$$

$$\text{OD cZZU]Y(A)} = 3,875 \text{ in}$$

$$= 0,0984 \text{ m}$$

$$\text{A]b"n]WbYggcZZU]YffL} = 0,5 \text{ in}$$

	=	0,0127	m
OD cZfUgYXZMW (R)	=	1,6875	in
	=	0,0429	m
8]Ua Ynf'cZi VUhfUgY (E)	=	1,5	in
	=	0,0381	m
8]Ua Ynf'cZi VUhfUgY (E)	=	1,05	in
kYX]b[(K)	=	0,0267	m
@b[h' h'fci [\ 'i V (L)	=	2,0625	in
	=	0,0524	m
ID'cZgUbfXkU'd]dY (B)	=	0,82	in
	=	0,0208	m

Perhitungan diameter nozzle aliran <28>, <31>, <34> :

Densitas ZYXfl ZXXL	=	2.369,5302	kg/m ³
	=	147,9249	lbm/ft ³
: `ckfUHYZYX(Q ZXX	=	0,3806	m ³ /jam
	=	13,4397	ft ³ /jam
	=	0,0037	ft ³ /s
Diameter optimum	=	3,9 x Q ZXX ^{0,36} (m ³ /jam) x ρ ZXX ^{0,18} (kg/m ³)	
			fp i gUf'c Ye" & (' dU Y' &L
Diameter optimum	=	3,9 x 0,3806 ^{0,36} x 2.369,5302 ^{0,18}	
	=	11,155	mm
	=	0,439	in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari 'GfckbY` Z["%&&dU Y &&%:

Bca]bU'd]dYgrY	=	0,5	in Sch 40
OD cZZUb] Y (A)	=	3,5	in
	=	0,0889	m
A]b" h]WbYgg'cZZUb] YfHL	=	0,4375	in
	=	0,0111	m
OD cZfUgYXZMW (R)	=	1,375	in
	=	0,0349	m
8]Ua Ynf'cZi VUhfUgY (E)	=	1,1875	in
	=	0,0302	m
8]Ua Ynf'cZi VUhfUgY (E)	=	0,84	in
kYX]b[(K)	=	0,0213	m
@b[h' h'fci [\ 'i V (L)	=	1,875	in
	=	0,0476	m
ID'cZgUbfXkU'd]dY (B)	=	0,62	in
	=	0,0157	m

Perhitungan diameter nozzle aliran <26> :

Densitas ZYXfl ZXXL	=	995,68	kg/m ³
	=	62,1583	lbm/ft ³
: `ckfUHYZYX(Q ZXX	=	48,8566	m ³ /jam
	=	1.725,3574	ft ³ /jam
	=	0,4793	ft ³ /s
Viskositas ZYXfl ZY	=	0,8700	cp

$$\begin{aligned}
&= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\
&= 0,0031 \text{ kg/m.jam} \\
\text{Diameter optimum} &= 3,9 \times Q_{\text{zyx}}^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \times \rho_{\text{zyx}}^{0,13} (\text{kg/m}^3) \\
&= 3,9 \times 48,8566^{0,45} \times 995,68^{0,13} \\
&= 55,060 \text{ mm} \\
&= 2,168 \text{ in}
\end{aligned}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari 'GfckbY`Z["%&&dU Y' &`%:

Bca]bU`d]dYg]nY`	=	1	in Sch 40
OD cZZU] Y (A)	=	4,25	in
	=	0,1080	m
A]b`h.]WbYgg`cZZU] YfHL	=	0,5625	in
	=	0,0143	m
OD cZfU]g`XZLW (R)	=	2	in
	=	0,0508	m
8]Ua Ymf`cZi VUihUgY (E)	=	1,9375	in
	=	0,0492	m
8]Ua Ymf`cZi VUihc]b]icZ kYX]b] (K)	=	1,32	in
	=	0,0335	m
@b] h`hfci [\ `i V (L)	=	2,1875	in
	=	0,0556	m
ID`cZg]U]XfXkU`d]dY (B)	=	1,05	in
	=	0,0267	m

Cek jenis aliran <26> :

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan aliran} &= \frac{Q_{\text{zyx}}}{A} \\
(v_{\text{aliran}}) &= \frac{48,8566 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0022 \text{ m}^2} \\
&= 21.863,90 \text{ m/jam} \\
&= 6,0733 \text{ m/s} \\
\text{F} &= \frac{\text{ID (m)} \times v_{\text{aliran}} (\text{m/s}) \times \rho_{\text{zyx}} (\text{kg/m}^3)}{\mu_{\text{feed}} (\text{kg/m.s})} \\
(N_{\text{Re}}) &= \frac{0,0267 \times 6,0733 \times 995,68}{0,0009} \\
&= #####
\end{aligned}$$

Karena $N_{\text{Re}} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Perhitungan diameter nozzle aliran <36> :

$$\begin{aligned}
\text{Densitas ()} &= 1.174,1239 \text{ kg/m}^3 \\
&= 73,2982 \text{ lbm/ft}^3 \\
: `ckfUYQ) &= 59,9381 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 2.116,6969 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 0,5880 \text{ ft}^3/\text{s} \\
\text{Viskositas (}\mu\text{)} &= 0,8477 \text{ cp} \\
&= 0,0008 \text{ kg/m.s} \\
&= 0,0031 \text{ kg/m.jam} \\
\text{Diameter optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \times \rho^{0,13} (\text{kg/m}^3)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 \times 59,9381^{0,45} \times 1.174,1239^{0,13} \\
 &= 61,673 \text{ mm} \\
 &= 2,428 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari 'GfckbY`Z["%&dU Y&&%:

Bca]bU`d]dYgrY	=	1	in Sch 40
OD cZZU]Y (A)	=	4,25	in
	=	0,1080	m
A]b" h]WbYggcZZU] YfHL	=	0,5625	in
	=	0,0143	m
OD cZfU]gXZUW (R)	=	2	in
	=	0,0508	m
8]Ua Yhf`cZi VUhUgY (E)	=	1,9375	in
	=	0,0492	m
8]Ua Yhf`cZi VUic]bhcZ kYX]b[(K)	=	1,32	in
	=	0,0335	m
@b] h hfci [\ `i V (L)	=	2,1875	in
	=	0,0556	m
ID`cZg]bX]FXkU`d]dY (B)	=	1,05	in
	=	0,0267	m

Cek jenis aliran <36> :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} \quad (\text{Tukiman, 2013}) \\
 &= \frac{59,9381 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0022 \text{ m}^2} \\
 &= 26.822,9932 \text{ m/jam} \\
 &= 7,4508 \text{ m/s} \\
 \text{F} &= \frac{\text{ID (m)} \times v_{\text{aliran}} \text{ (m/s)} \times \rho \text{ (kg/m}^3)}{\mu \text{ (kg/m.s)}} \\
 \text{N}_{\text{Re}} &= \frac{0,0267 \times 7,45083 \times 1.174,1239}{0,0008} \\
 &= #####
 \end{aligned}$$

Karena $N_{\text{Re}} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Penentuan agitator :

Jenis pengaduk	=	HfYfVUXYdfcdY`f`U]Ucf`k]h`U]U`Zck`dUhf`
Jumlah VUZY	=	4
Viskositas bf]bY	=	0,8477 cp
	=	0,0008 kg/m.s
	=	0,0031 kg/m.jam

Perhitungan dimensi U]Ucf berdasarkan ; YUb_cd]g'(h`9X`hUY' "(!%dU Y%), :

$$\frac{D_a}{D_t} = 0,3 \quad \text{fi YUb_cd]g'hUY' "(!%dU Y%), L$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
D_t &= ID \\
&= 5,3699 \text{ m} \\
&= 211,4135 \text{ in} \\
\text{Diameter Ujung} (D) &= 0,3 \times D_t \\
&= 0,3 \times 5,3699 \text{ m} \\
&= 1,6110 \text{ m} \\
&= 63,4240 \text{ in} \\
D_{BW} &= 2 \times D_a \\
&= 2 \times 1,6110 \text{ m} \\
&= 3,2219 \text{ m} \\
&= 126,8481 \text{ in} \\
\frac{J}{D_t} &= \frac{1}{10} \quad \text{fi Yb_cd'lgZ[" (!' dU Y%) +L} \\
\text{Lebar bUZY (J)} &= \frac{D_t}{10} \\
&= \frac{5,3699}{10} \text{ m} \\
&= 0,5370 \text{ m} \\
&= 21,1413 \text{ in} \\
\frac{C}{D_t} &= \frac{1}{3} \quad \text{fi Yb_cd'lgHUY' (!%dU Y%) , L} \\
\text{Jarak antara} &= \frac{D_t}{3} \\
\text{pengaduk \& tangki (} & \\
\text{C)} &= \frac{5,3699 \text{ m}}{3} \\
&= 1,7900 \text{ m} \\
&= 70,4712 \text{ in} \\
\frac{D_a}{W} &= 5 \quad \text{fi Yb_cd'lgHUY' (!%dU Y%) , L} \\
\text{Lebar pengaduk (W)} &= \frac{D_a}{5} \\
&= \frac{1,6110 \text{ m}}{5} \\
&= 0,3222 \text{ m} \\
&= 12,6848 \text{ in} \\
\text{Kecepatan} &= 90 \text{ rpm} \quad \text{fk i [c'5">U_cVgcb'dU Y, \%L} \\
\text{pengaduk (N)} &= 1,5 \text{ rps} \\
F_{Ybc'Xbi a Vf' (N'_f} &= \frac{D_a^2 \text{ (m)} \times N \text{ (rps)} \times \rho \text{ (kg/m}^3)}{\mu \text{ (kg/m.s)}} \\
&= \frac{2,5952 \times 1,5 \times 1.174,1239}{0,0008} \quad \text{fi Yb_cd'lgYe'" (!%dU Y%) , L} \\
&= 5.391.613,9394 \quad (\text{Turbulen}) \\
Dck Yf' Bi a Vf' (N_p) &= 0,82 \quad \text{fi Yb_cd'lgZ[" (!' dU Y%) - L} \\
Dck Yf' (P) &= N_p \times \rho \text{ (kg/m}^3) \times N^3 \text{ (rps)} \times D_a^5 \text{ (m)} \\
&= 0,82 \times 1.174,1239 \times 1,5^3 \times 1,6110^5 \\
&= 2.326,5192 \text{ J/s} \\
&= 2.326,5192 \text{ W} \\
&= 2,3265 \text{ kW} \\
\text{gZVYbWh} &= 80\% \quad (\text{Samuel bridges, 2020})
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Dck Yf : 5WU &= \frac{Dck Yf}{9ZVMbWh} \\
 &= \frac{2,3265 \text{ kW}}{80\%} \\
 &= 2,9081 \text{ kW} \\
 &= 3,8999 \text{ hp}_{(1)}
 \end{aligned}$$

Tabel C.58 Spesifikasi Reactor I (R-410)

Spesifikasi	Keterangan			
Nama Alat	FYUMf I (R-410)			
Fungsi	Mereaksikan garam rakyat, air dan chemical NaOH, Na2CO3, Ca(OH)2 untuk membuat larutan brine			
Bentuk Tangki	Bejana silinder vertikal berpengaduk dan berpendingin jaket dengan tutup atas dan bawah gUBXFXJg YX\YUX dan agitator tipe hfYYVUXYdfcdY`Yf U jhUef`k jh U JU`Zck`dUMf"			
Bahan Konstruksi	SA-240 Grade M Type 316			
Kapasitas (ton/jam)	71			
Tekanan desain	82,81	psia	5,6348	atm
Tekanan operasi	14,70	psia	1	atm
Dimensi Tangki				
Volume	7.369	ft ³	209	m ³
Tinggi total	72	ft	2	m
Diameter Silinder	48	in	2	m
Tebal silinder	0,1875	in	0,4763	cm
Tebal Tutup Atas	0,1875	in	0,4763	cm
Tebal Tutup Bawah	0,1875	in	0,4763	cm
Desain Agitator				
Daya Agitator (hp)	4			
Diameter agitator	5,2853	ft	1,6110	m
Lebar agitator	1,0571	ft	0,3222	m
Lebar GUZZY	1,7618	ft	0,5370	m
Jarak agitator dari dasar	5,8726	ft	1,7900	m

23. Screw Conveyor II (J-411)

- Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat dari Gudang Bahan Baku ke Reaktor I
- Tipe : 7cbj Ynf` dengan g`XgVMk` dan dilengkapi dengan jbfYa YXYY VUF]b`"
- Bahan konstruksi : 7UFVcb`gYY"
- Jumlah : 1 unit

Tabel C.59 Spesifikasi Garam Rakyat Masuk Screw Conveyor I

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,8528	17.762,5537	2.170	8,1855
CaSO ₄	0,0075	157,1162	2.960	0,0531
CaCl ₂	0,0068	142,4949	2.150	0,0663
MgCl ₂	0,0149	309,3393	2.325	0,1330

KCl	0,0124	258,2695	1.988	0,1299
Mg(HCO ₃) ₂	0,0032	67,5984	2.345	0,0288
KBr	0,0030	61,5666	2.750	0,0224
KIO ₃	0,0001	1,5514	3.890	0,0004
H ₂ O	0,0992	2.066,9427	996	2,0759
Total	1,0000	20.827,4328		10,6954

$\dot{V}_X = 20.827,4328 \text{ kg/jam}$
 $C_j = 10\%$
 $\dot{V}_X \text{ desain (Q)} = 1,1 \times \dot{V}_X = 1,1 \times 20.827,4328 \text{ kg/jam} = 23.141,5920 \text{ kg/jam}$
 $= 23,1416 \text{ ton/jam}$
 $\text{Volume } \dot{V}_X = 10,6954 \text{ m}^3/\text{jam}$
 $\text{Volume desain} = 1,1 \times \text{Volume } \dot{V}_X = 1,1 \times 10,6954 \text{ m}^3/\text{jam} = 11,8837 \text{ m}^3/\text{jam}$
 $\text{Densitas } \rho (\gamma) = 23.141,5920 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{11,8837 \text{ m}^3/\text{jam}} = 1.947,3340 \text{ kg/m}^3 = 1,9473 \text{ ton/m}^3$
 $T \text{ operasi} = 0 \text{ }^\circ\text{C}$
 $P \text{ operasi} = 0 \text{ atm}$
 $\theta_{\text{operasi}} = 20 \text{ }^\circ$

Nilai μ_{eff} berdasarkan θ_{operasi} :
 $\mu_{\text{eff}} (\text{C}) = 0,65$

Nilai ψ berdasarkan θ_{operasi} :
 $\psi = 0,125$

Nilai n hingga didapatkan nilai D sesuai dengan \dot{V}_X :
 $n = 25,3048 \text{ rpm}$

Perhitungan nilai D berdasarkan \dot{V}_X :

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot Q \left(\frac{\text{ton}}{\text{jam}}\right)}{(60 \cdot \pi) \cdot (0,8 \cdot n \text{ (rpm)}) \cdot \psi \cdot \gamma \left(\frac{\text{ton}}{\text{m}^3}\right) \cdot C}}$$

$= 0,5352 \text{ m}$
 $= 535,220 \text{ mm}$
 $= 21,0716 \text{ in}$

Nilai n berdasarkan \dot{V}_X :

$n_{\text{max}} = 118 \text{ rpm}$
 $n_{\text{min}} = 23,6 \text{ rpm}$
 Berdasarkan \dot{V}_X (θ_{operasi}) :
 $n_{\text{max}} = 118 \text{ rpm} - (30\% \cdot 118 \text{ rpm})$

$$= 82,6 \text{ rpm}$$

Nilai ω (S) berdasarkan n :

$$\begin{aligned} \omega \text{ (S)} &= 0,8 \cdot D \\ &= 0,8 \cdot 0,5352 \text{ m} \\ &= 0,4282 \text{ m} \end{aligned}$$

Perhitungan v berdasarkan n :

$$\begin{aligned} v \text{ (m/s)} &= \frac{S \text{ (m)} \cdot n \text{ (rpm)}}{60} \\ &= \frac{0,4282 \cdot 25,3048}{60} \\ &= 0,1806 \text{ m/s} \\ &= 0,5925 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$t \text{ (s)} = 60 \text{ s (Asumsi)}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang } L \text{ (m)} &= v \cdot t \\ &= 0,1806 \text{ m/s} \cdot 60 \text{ s} \\ &= 10,8349 \text{ m} \\ &= 35,5475 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jarak } H \text{ (m)} &= L \cdot \cos(\theta) \\ &= 10,8349 \text{ m} \cdot \cos(20^\circ) \\ &= 10,1815 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\eta = 85\%$$

$$\omega_0 = 2,5 \cdot L$$

Perhitungan N berdasarkan n :

$$\begin{aligned} N \text{ (N)} &= \frac{Q \text{ (ton/jam)}}{367} \cdot (L \text{ (m)} \cdot \omega_0 + H \text{ (m)}) \\ &= \frac{23,1416}{367} \cdot (10,8349 \cdot 3 + 10,1815) \\ &= 2,3500 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{\text{UMI}} &= \frac{N \text{ (N)}}{\eta} \\ &= \frac{2,3500 \text{ kW}}{85\%} \\ &= 2,7647 \text{ kW} \\ &= 3,7076 \text{ hp}_{(1)} \end{aligned}$$

Perhitungan M berdasarkan n :

$$\begin{aligned} M \text{ (M)} &= 975 \cdot \frac{N_{\text{UMI}} \text{ (kW)}}{F \text{ (rpm)}} \\ &= 975 \cdot \frac{2,7647}{25,3048} \\ &= 106,5257 \text{ kg.m} \\ &= 770,5015 \text{ IC.ft} \end{aligned}$$

Tabel C.60 Spesifikasi Screw Conveyor II (J-411)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Screw Conveyor II (J-411)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat dari Gudang Bahan Baku ke Reaktor I

Tipe	7cbj Yrof dengan g`XgMYk dan dilengkapi dengan]bhf a YXYYVUf]b[.
Bahan Konstruksi	7UFVcb`gYY"
Kapasitas (ton/jam)	24
Diameter GMYk` (in)	22
Panjang GMYk` (ft)	36
GMYk FcbUjcbCdYYX` (rpm)	26
@cUXDfcdi`gcbFUY` (ft/s)	1
≠Wjbu]cb` (°)	20
Hfei Y` (lb/ft)	771
Dck Yf` (hp _n)	4
Jumlah (unit)	1

24. Pump I (L-412)

Fungsi : Mengalirkan V]bYX]b`dYb[c]cf` dari FYUMcf I ke 7`Uf]ZfY.
Tipe : 7Ybf]Z [U`di a d`
Bahan konstruksi : 7ca a YfWU`gYY"
Jumlah : 1 unit.

Tabel C.61 Spesifikasi Aliran Keluar <27>

Komponen	% Massa	Massa (Kg/jam)	Densitas (Kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,25993	18292,387	2170	8,42967
CaSO ₄	0,00223	157,116	2960	0,05308
CaCl ₂	0,00000	0,000	2150	0,00000
MgCl ₂	0,00000	0,000	2325	0,00000
KCl	0,00367	258,270	1988	0,12991
Mg(HCO ₃) ₂	0,00000	0,000	2344,60	0,00000
KBr	0,00087	61,567	2750	0,02239
KIO ₃	0,00002	1,551	3890	0,00040
H ₂ O	0,72046	50702,117	995,68	50,92210
NaOH	0,00369	259,854	2130	0,12200
Na ₂ CO ₃	0,00193	136,083	2540	0,05358
CaCO ₃	0,00314	220,968	2710	0,08154
Mg(OH) ₂	0,00308	216,417	2340	0,09249
Ca(OH) ₂	0,00097	68,452	2210	0,03097
Total	1,00000	70374,782		59,93812

$$\begin{aligned} \text{Jc`i a Yf]WZXXfUY` (Q_{feed})} &= 5,9938 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Massa V]bY} &= 70.374,7822 \text{ kg/jam} \\ &= 70,3748 \text{ ton/jam} \\ &= 19,5486 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume V]bY} &= 5,9938 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 211,6692 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas V]bY(} \rho \text{)} &= \frac{\text{Massa V]bY}}{\text{Volume V]bY}} \\ &= \frac{70.374,7822 \text{ kg/jam}}{5,9938 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 11.741,2630 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Viskositas V]bY(} \mu \text{)} = 0,8477 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,0008 \quad \text{kg/m.s} \\
 &= 0,0031 \quad \text{kg/m.jam} \\
 &= 0,0008 \quad \text{Pa.s}
 \end{aligned}$$

Dasar pemilihan tipe pompa :

Tipe pompa yang lebih ekonomis dan efektif untuk mengalirkan cairan dengan viskositas rendah yakni <0,2 Pa.s (Wima, 2013).

Rencana Perpipaan :

Fungsi (R-410) ke Pabrik	=	3	m
Pabrik 1 ke Dinding (L-412)	=	5	m
Dinding (L-412) ke Pabrik 1	=	10	m
Pabrik 1 ke Pabrik 2	=	10	m
Pabrik 2 ke Pabrik (H-413)	=	30	m
Total panjang pipa lurus ()	=	58	m
Tinggi fluida didalam Fungsi	=	2,4	m

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi = Aliran Turbulen.

$$\text{Diameter optimum} = 3,9 \cdot Q_{\text{ZXX}}^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \cdot \rho_{\text{ZXX}}^{0,13} (\text{kg/m}^3)$$

$$\text{Diameter optimum} = 3,9 \cdot 5,9938^{0,45} \cdot 11.741,263^{0,13}$$

$$= 29,518 \quad \text{mm}$$

$$= 1,162 \quad \text{in}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari ;

BCFA Ujung = 1 in Sch 80

OD	=	1,315	in	=	0,0334	m
ID	=	0,957	in	=	0,0243	m
A	=	0,00499	ft ²	=	0,0005	m ²

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran} &= \frac{Q_{\text{ZXX}}}{A} \\
 (v_{\text{aliran}}) &= \frac{5,994 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0005 \text{ m}^2} \\
 &= 12.929,2351 \text{ m/jam} \\
 &= 3,5915 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Faktor Reynold} &= \frac{\text{ID (m)} \cdot v_{\text{aliran}} (\text{m/s}) \cdot \rho_{\text{ZXX}} (\text{kg/m}^3)}{\mu_{\text{feed}} (\text{kg/m.s})} \\
 (N_{\text{Re}}) &= \frac{0,0243 \cdot 3,59145 \cdot 11.741,2630}{0,0008} \\
 &= 1.209.119,4139
 \end{aligned}$$

Perhitungan friction loss :

1. Kehilangan gesekan

Perhitungan kehilangan gesekan berdasarkan persamaan ;

$$h_c = K_c \cdot \frac{v^2}{2}$$

$$= \left(0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \right) \cdot \frac{v^2}{2}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} v^2 &= v_{\text{aliran}}^2 \\ &= 12,8985 \text{ m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

$A_{1(\text{tank})} \gg A_{2(\text{pipe})}$, maka diasumsikan :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

Sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} h_c &= \left(0,55 \left(1 - 0 \right) \right) \cdot \frac{12,8985}{2} \\ &= 3,5471 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

2. : f[Mcb]b h Y g f U [\hd] d Y'

A U f] U pipa : 7ca a Y V U g Y Y''

Berdasarkan ; $Y_{b_cd} \lg' h' 9X' Z' \&\%S' dU Y, ,$ maka didapatkan data untuk $W a a Y V U g Y Y'$ adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned} D &= 4,6E-05 \text{ m} \\ &= \frac{4,6E-05 \text{ m}}{0,0243 \text{ m}} \\ &= 0,0019 \\ Z &= 0,006 \end{aligned}$$

Perhitungan $Z [Mcb] c g f l z)$ berdasarkan ; $Y_{b_cd} \lg' h' 9X' Y e \&\%S' dU Y, - :$

$$\begin{aligned} F_Z &= 4 \cdot Z \cdot \frac{L \text{ (m)}}{D \text{ (m)}} \cdot \frac{v^2 \text{ (m}^2/\text{s}^2)}{2} \\ &= 4 \cdot 0,006 \cdot \frac{58}{0,0243} \cdot \frac{12,8985}{2} \\ &= 369,3212 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

3. : f[Mcb]b h Y h f Y Y V c k g'

9 V c k 90° = 3 buah

Berdasarkan ; $Y_{b_cd} \lg' h' 9X' h V Y \&\%S' dU Y -'$ didapatkan data untuk $Y V c k'$ 90° adalah sebagai berikut :

$$K_Z = 0,75$$

Perhitungan $Z [Mcb] c g f l z)$ berdasarkan ; $Y_{b_cd} \lg' h' 9X' Y e \&\%S' dU Y, - :$

$$\begin{aligned} h_Z &= K_Z \cdot \frac{v^2}{2} \cdot 3 \\ &= 0,75 \cdot \frac{12,8985 \text{ m}^2/\text{s}^2}{2} \cdot 3 \\ &= 14,5109 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

4. : f[Mcb] c g g U h h Y 7 U] Z Y f Y h U B W'

$$\begin{aligned} h_{\text{ex}} &= K_{\text{ex}} \cdot \frac{v^2}{2} \\ &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \cdot \frac{v^2}{2} \end{aligned}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} v^2 &= 1 \cdot \frac{2 \cdot 12,8985}{2 \cdot 1} \\ &= v_{\text{aliran}}^2 \\ &= 12,8985 \text{ m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

$A_1 (\text{tank}) \gg A_2 (\text{pipe})$, maka diasumsikan :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

Sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} h_{\text{ex}} &= (1 - 0)^2 \cdot \frac{12,8985}{2 \cdot 1} \\ &= 6,4493 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total } Z &= h_c + F_Z + h_Z + h_{\text{ex}} \\ &= 393,8284 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Perhitungan W_s berdasarkan ; W_s :

$$-W_s = \frac{1}{2} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + F$$

Dimana :

$$\begin{aligned} v_2^2 - v_1^2 &= 12,8985 \text{ m}^2/\text{s}^2 \\ g &= 9,8 \text{ m/s}^2 \\ z_2 - z_1 &= 4,6 \text{ m} \\ P_2 - P_1 &= 0 \text{ kg/m}^2 \\ &= 11.741,263 \text{ kg/m}^3 \\ F &= 393,8284 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{1}{2} \cdot 13 + 45,08 + 0 + 393,8284 \\ &= 445,3577 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Perhitungan W_p berdasarkan ; W_p :

$$\begin{aligned} W_p &= 0,65 \cdot (-W_s) \\ &= \frac{445,3577 \text{ J/kg}}{0,65} \\ &= 685,166 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Perhitungan Dck berdasarkan ; Dck :

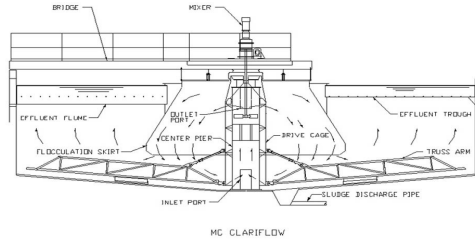
$$\begin{aligned} Dck &= a \cdot W_p \text{ (kg/s)} \cdot W_p \text{ (J/kg)} \\ &= 19,5486 \cdot 685,1657 \\ &= 13.393,9966 \text{ W} \\ &= 13,3940 \text{ kW} \\ &= 17,9616 \text{ hp}_{(1)} \end{aligned}$$

Tabel C.62 Spesifikasi Pump I (L-412)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Di a d' I (L-412)
Fungsi	Mengalirkan brine dan pengotor dari Reactor I ke Clarifier.
Tipe	7Ybf]Z [U' di a d"
Bahan Konstruksi	7ca a YFVU' gYY"
Kapasitas (ft ³ /jam)	212
Bca]bU D]dYG]nY	1 in Sch 80
Diameter Dalam (in)	0,957
Diameter Luar (in)	1,315
Luas Penampang (ft ²)	0,00499
Dck YF' (hp _(l))	18
Jumlah (unit)	2

25. Clarifier (H-422)

- Fungsi : Memisahkan larutan *brine* dari pengotornya dengan proses
 Tipe : Silinder tanpa tutup atas dan dengan tutup bawah berbentuk *conical*.
 Bahan konstruksi : SA-240 Grade M Type 316.
 Jumlah : 1 unit



Gambar C.28 Skema Clarifier

Tabel C.63 Spesifikasi Feed Brine Aliran <28>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,2599	18.292,3874	2.170	8,4297
CaSO ₄	0,0022	157,1162	2.960	0,0531
CaCl ₂	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
MgCl ₂	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
KCl	0,0037	258,2695	1.988	0,1299
Mg(HCO ₃) ₂	0,0000	0,0000	2.345	0,0000
KBr	0,0009	61,5666	2.750	0,0224
KIO ₃	0,0000	1,5514	3.890	0,0004
H ₂ O	0,7205	50.702,1172	996	50,9221
NaOH	0,0037	259,8540	2.130	0,1220
Na ₂ CO ₃	0,0019	136,0830	2.540	0,0536
CaCO ₃	0,0031	220,9682	2.710	0,0815
Mg(OH) ₂	0,0031	216,4170	2.340	0,0925
Ca(OH) ₂	0,0033	68,4516	2.210	0,0310
Total	1	70.374,7822		59,9381

Tabel C.64 Spesifikasi Feed Pengotor Aliran <37>

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
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
Mg(HCO ₃) ₂	0,0000	0,0000	2.345	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO ₃	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,0000	996	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	2.130	0,0000

Na ₂ CO 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	0,0000	0,0000		0,0000

Tabel C.67 Spesifikasi Feed Brine Aliran <46>

Komponen	Fraaksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,2652	16.468,5547	2.170	7,5892
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
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
Mg(HCO ₃) ₂	0,0000	0,0000	2.345	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO ₃	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H ₂ O	0,7348	45.631,9055	996	45,8299
NaOH	0,0000	0,0000	2.130	0,0000
Na ₂ CO 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	62.100,4602		53,4191

Tabel C.65 Spesifikasi Feed Pengotor Aliran <46>

Komponen	Fraaksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,2223	1.823,8327	2.170	0,8405
CaSO ₄	0,0191	157,1162	2.960	0,0531
CaCl ₂	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
MgCl ₂	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
KCl	0,0315	258,2695	1.988	0,1299
Mg(HCO ₃) ₂	0,0000	0,0000	2.345	0,0000
KBr	0,0075	61,5666	2.750	0,0224
KIO ₃	0,0002	1,5514	3.890	0,0004
H ₂ O	0,6179	5.070,2117	996	5,0922
NaOH	0,0317	259,8540	2.130	0,1220
Na ₂ CO ₃	0,0166	136,0830	2.540	0,0536
CaCO ₃	0,0269	220,9682	2.710	0,0815
Mg(OH) ₂	0,0264	216,4170	2.340	0,0925
Ca(OH) ₂	0,0010	68,4516	2.210	0,0310
Total	1	8.274,3220		6,5190

T operasi = 30 °C
P operasi = 1 atm

Pada umumnya *clarifier* memiliki *settling time* sekitar 1-4 jam (Metcalf, 1984) , sehingga di asumsikan :

$$\begin{aligned}
 \text{Settling time} &= 1 \text{ jam} \\
 \text{Massa brine} &= \text{##### kg/jam} \\
 \text{Massa pengotor} &= 8.274,3220 \text{ kg/jam} \\
 \text{Feed} &= \text{Massa brine} + \text{Massa pengotor} \\
 &= \text{##### kg/jam} + 8.274,3220 \text{ kg/jam} \\
 &= \text{##### kg/jam} \\
 &= 140,7496 \text{ ton/jam} \\
 \text{Feed tinggal} &= \text{Feed} \times \text{Settling time} \\
 &= \text{##### kg/jam} \times 1 \text{ jam} \\
 &= \text{##### kg} \\
 &= 140,7496 \text{ ton} \\
 \text{Volume brine} &= 113,3572 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Volume pengotor} &= 6,5190 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Volume feed} &= \text{Volume brine} + \text{Volume pengotor} \\
 &= 113,3572 \text{ m}^3/\text{jam} + 6,5190 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 119,8762 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Volume feed tinggal} &= \text{Volume feed} \times \text{Settling time} \\
 &= 119,8762 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 119,8762 \text{ m}^3 \\
 \text{Densitas brine} &= \frac{\text{Massa brine}}{\text{Volume brine}} \\
 &= \frac{\text{##### kg/jam}}{113,3572 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
 &= 1.168,6530 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Densitas pengotor} &= \frac{\text{Massa pengotor}}{\text{Volume pengotor}} \\
 &= \frac{8.274,3220 \text{ kg/jam}}{6,5190 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
 &= 1.269,2552 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Viskositas } (\mu) &= 0,8647 \text{ cp} \\
 &= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\
 &= 3,1129 \text{ kg/m.jam}
 \end{aligned}$$

Karena aliran pada *clarifier* ini di haruskan *over flow*, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume clarifier} &= \text{Volume feed} \\
 &= 119,8762 \text{ m}^3 \\
 &= 4.233,3937 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter & tinggi clarifier :

$$V_{1(\text{shell})} = (1/4) \cdot (\pi \cdot \text{ID}^2 \cdot L_s)$$

Dimana,

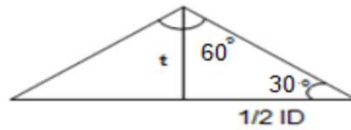
$$\text{Tinggi silinder (L} = 1,5 \cdot \text{ID}$$

Maka didapatkan,

$$V_{1(\text{shell})} = 1,1781 \cdot \text{ID}^3$$

Untuk $V_{2(\text{shell})}$ digunakan tutup bawah berbentuk *conical* dengan sudut 120° .
 maka, tinggi *conical* :

$$t = \frac{1}{2} \times ID \times \tan(30^\circ)$$



$$\begin{aligned} V_{2(\text{conical})} &= V_{\text{kerucut}} \\ &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times t \\ &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times \left(\frac{1}{2} \times ID \times \tan 30^\circ \right) \\ &= \frac{\pi}{24} \times (ID^3 \times \tan 30^\circ) \\ &= 0,0756 \cdot ID^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{clarifier}} = V_{1(\text{shell})} + V_{2(\text{conical})}$$

$$119,8762 \text{ m}^3 = 1,1781 \cdot ID^3 + 0,0756 \cdot ID^3$$

$$ID^3 = 95,6201 \text{ m}^3$$

$$ID = 4,5728 \text{ m}$$

$$= 180,0318 \text{ in}$$

$$r_i = 2,2864 \text{ m}$$

$$= 90,0159 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi silinder (Ls)} = 6,8592 \text{ m}$$

$$= 22,5040 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi conical (t)} = 1,3201 \text{ m}$$

$$= 4,3309 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi clarifier (H)} = Ls + t$$

$$= (6,8592 + 1,3201) \text{ m}$$

$$= 8,1793 \text{ m}$$

Perhitungan tekanan desain :

$$\text{Over factor design} = 10\% \quad (\text{Alan R. Huffman, 1976})$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,6959 \text{ psi}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \cdot g \cdot H$$

$$= 119,876 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 6,8592 \text{ m}$$

$$= 8.058,1161 \text{ kg/m.s}^2$$

$$= 8.058,1161 \text{ N/m}^2$$

$$= 0,0795 \text{ atm}$$

$$= 1,1687 \text{ psi}$$

$$P_{\text{perencanaan}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= (1 + 0,0795) \text{ atm}$$

$$= 1,0795 \text{ atm}$$

$$= 15,8646 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{perencanaan}}$$

$$\begin{aligned}
&= 1,1 \times 1,0795 \text{ atm} \\
&= 1,1995 \text{ atm} \\
&= 17,6274 \text{ psi} \\
&= 17,6274 \text{ lb/in}^2
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Material} &= SA-240 \text{ Grade M Type 316.} \\
f &= 18.750 \text{ psi (Brownell table 13.1 page 251)} \\
E &= 0,8 \text{ (Sambungan Double welded butt joi} \\
&\quad \text{(Brownell table 13.2 page 254)} \\
C &= 0,125 \text{ in (Kusnarjo page 14)}
\end{aligned}$$

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$\begin{aligned}
t_s &= \frac{P \text{ (lb/in}^2) \cdot r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,6 \cdot P \text{ (lb/in}^2)} + C \text{ (in)} \\
&= \frac{17,6274 \cdot 0,0000}{18.750 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 17,6274} + ##### \\
&= 0,1250 \text{ in}
\end{aligned}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\begin{aligned}
t_s &= 0,3750 \text{ in} \\
&= \frac{3}{8} \text{ in}
\end{aligned}$$

Perhitungan OD :

$$\begin{aligned}
OD &= ID \text{ (in)} + 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\
&= 0,0000 + 2 \cdot 0,3750 \\
&= 0,7500 \text{ in}
\end{aligned}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 91*, maka :

$$OD = 144 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah

$$\begin{aligned}
ID &= OD \text{ (in)} - 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\
&= 144 - 2 \cdot 0,3750 \\
&= 143,25 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$Ls = 214,875 \text{ in}$$

Perhitungan tebal tutup bawah (t_{hb}) berdasarkan *Brownell eq. (6.154) page 118* :

$$t_{hb} = \frac{P \cdot De}{2 \cdot \cos\left(\frac{1}{2} \alpha\right) (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Dimana :

$$P = 17,6274 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned}
De &= ID \\
&= 143,25 \text{ in}
\end{aligned}$$

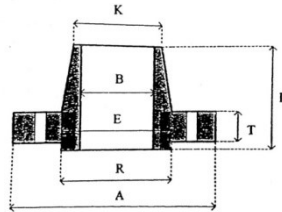
$$\alpha = 120^\circ$$

$$1/2 \alpha = 60^\circ$$

$$\begin{aligned} \cos(1/2 \alpha) &= 1 \\ f &= 18.750 \text{ psi} \\ E &= 0,8 \\ C &= 0,1250 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan nilai t_{hb} adalah :

$$t_{hb} = 0,2935 \text{ in}$$



Gambar C.29 Skema Nozzle (Brownell page 221)

Perhitungan diameter nozzle aliran <37> :

$$\begin{aligned} \text{Densitas } (\rho) &= 1.174,1239 \text{ kg/m}^3 \\ &= 73,2982 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Flowrate } (Q) &= 59,9381 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 2.116,6969 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,5880 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \text{Viskositas } (\mu) &= 0,8477 \text{ cp} \\ &= 0,0008 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,0031 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter optimum} = 3,9 \cdot Q^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \cdot \rho^{0,13} (\text{kg/m}^3)$$

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot 59,9381^{0,45} \cdot \text{#####}^{0,13} \\ &= 61,673 \text{ mm} \\ &= 2,428 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

<i>Nominal pipe size</i>	=	1	in Sch 40
<i>OD of flange (A)</i>	=	4,25	in
	=	0,1080	m
<i>Min. thickness of flange (T)</i>	=	0,5625	in
	=	0,0143	m
<i>OD of raised face (R)</i>	=	2	in
	=	0,0508	m
<i>Diameter of hub at base (E)</i>	=	1,9375	in
	=	0,0492	m
<i>Diameter of hub at point of welding (K)</i>	=	1,32	in
	=	0,0335	m
<i>Length through hub (L)</i>	=	2,1875	in
	=	0,0556	m
<i>ID of standard wall pipe (B)</i>	=	1,05	in
	=	0,0267	m

Cek jenis aliran <27> :

$$\text{Kecepatan aliran (v}_{\text{aliran}}) = \frac{Q}{A} \quad (\text{Tukiman, 2013})$$

$$= \frac{59,9381 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0022 \text{ m}^2}$$

$$= 26.822,9932 \text{ m/jam}$$

$$= 7,4508 \text{ m/s}$$

$$\text{Reynold number (N}_{\text{Re}}) = \frac{\text{ID (m)} \cdot v_{\text{aliran}} \text{ (m/s)} \cdot \rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\mu \text{ (kg/m.s)}}$$

$$= \frac{0,0627 \cdot 7,45083 \cdot 1.174,1239}{0,0008}$$

$$= 647.422,3983$$

Karena $N_{\text{Re}} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Perhitungan diameter nozzle aliran <43> :

$$\text{Densitas } (\rho) = 1.162,5145 \text{ kg/m}^3$$

$$= 72,5734 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Flowrate } (Q) = 53,4191 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 1.886,479 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,5240 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Diameter optimum} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \text{ (m}^3/\text{jam)} \cdot \rho^{0,13} \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

$$\text{Diameter optimum} = 3,9 \cdot 53,419^{0,45} \cdot \text{#####}^{0,13}$$

$$= 58,483 \text{ mm}$$

$$= 2,302 \text{ in}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

$$\text{Nominal pipe size} = 2,5 \text{ in Sch 40}$$

$$\text{OD of flange (A)} = 7,5 \text{ in}$$

$$= 0,1905 \text{ m}$$

$$\text{Min. thickness of flange (T)} = 0,875 \text{ in}$$

$$= 0,0222 \text{ m}$$

$$\text{OD of raised face (R)} = 4,125 \text{ in}$$

$$= 0,1048 \text{ m}$$

$$\text{Diameter of hub at base (E)} = 3,5625 \text{ in}$$

$$= 0,0905 \text{ m}$$

$$\text{Diameter of hub at point of welding (K)} = 2,88 \text{ in}$$

$$= 0,0732 \text{ m}$$

$$\text{Length through hub (L)} = 2,75 \text{ in}$$

$$= 0,0699 \text{ m}$$

$$\text{ID of standard wall pipe (B)} = 2,47 \text{ in}$$

$$= 0,0627 \text{ m}$$

Perhitungan power clarifier :

$$\text{Power (P)} = 0,006 \cdot \text{ID}^2 \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$= 0,006 \cdot 20.520,5625 \text{ in}^2$$

$$= 0,006 \cdot 13,2390 \text{ m}^2$$

$$= 0,0794 \text{ kW}$$

Efficiency = 80% (Giorgio Mannina, 2017)

$$\text{Power Actual} = \frac{\text{Power}}{\text{Efficiency}}$$

$$= \frac{0,0794 \text{ kW}}{80\%}$$

$$= 0,0993 \text{ kW}$$

$$= 0,1332 \text{ hp}_{(1)}$$

Tabel C.66 Spesifikasi *Clarifier* (H-422)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Clarifier</i> (H-422)
Fungsi	Memisahkan larutan <i>brine</i> 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)	141
Volume (ft ³)	4.234
<i>Conical Angle</i> (°)	120
Diameter Dalam (in)	144
Tinggi Silinder (ft)	23
Tebal Silinder (in)	0,375
Tinggi <i>Conical</i> (ft)	5
Tebal <i>Conical</i> (in)	1
Diameter <i>Nozzle</i> Aliran <27> (in)	1
Diameter <i>Nozzle</i> Aliran <43> (in)	3
<i>Power</i> (hp ₍₁₎)	1
Jumlah (unit)	1

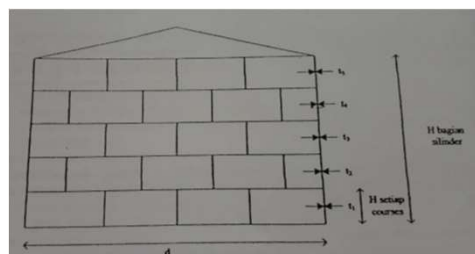
30. *Brine Tank* I (F-414)

Fungsi : Sebagai tangki penampungan sementara *brine bersih* 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.30 Skema *Brine Tank*

Tabel C.67 Spesifikasi Feed Brine Aliran <38>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,2652	16.468,5547	2.170	7,5892
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
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
Mg(HCO ₃) ₂	0,0000	0,0000	2.345	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO ₃	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H ₂ O	0,7348	45.631,9055	996	45,8299
Total	1,0000	62.100,4602		53,4191

$$\begin{aligned}
 T \text{ operasi} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} \\
 \text{Hold up time} &= 1 \text{ jam} \\
 \text{Feed} &= 62.100,4602 \text{ kg/jam} \\
 &= 62,1005 \text{ ton/jam} \\
 \text{Feed tinggal} &= \text{Feed} \times \text{Hold up time} \\
 &= 62.100,4602 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 62.100,4602 \text{ kg} \\
 &= 62,1005 \text{ ton} \\
 \text{Volume feed} &= 53,4191 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Volume feed tinggal} &= \text{Volume feed} \times \text{Hold up time} \\
 &= 53,4191 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 53,4191 \text{ m}^3 \\
 \text{Over factor design} &= 10\% \quad (\text{Brownell, 1959}) \\
 \text{Sehingga,} \\
 \text{Volume tangki} &= 1,1 \times \text{Volume feed tinggal} \\
 &= 1,1 \times 53,4191 \text{ m}^3 \\
 &= 59,3545 \text{ m}^3 \\
 &= 2.096,0878 \text{ ft}^3 \\
 &= 373,3300 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

Jika volume tangki distandarisasi berdasarkan Appendix E *Brownell* maka menurut API standard 12 C, ukuran & kapasitas tangki penyimpanan untuk *plate 72 inch* adalah :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &\approx 380 \text{ bbl} \\
 &\approx 2.133,5404 \text{ ft}^3 \\
 \text{Diameter tangki (ID)} &= 15 \text{ ft} \\
 &= 180 \text{ in} \\
 &= 4,5720 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tangki (H)} &= 24 \text{ ft} \\
 &= 288 \text{ in} \\
 &= 7,3152 \text{ m} \\
 \text{Jumlah courses} &= 2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Material} &= SA-240 \text{ Grade M Type 316.} \\
 f &= 18.750 \text{ psi (Brownell table 13.1 page 251)} \\
 E &= 0,8 \text{ (Sambungan Double welded butt joint)} \\
 &\quad \text{(Brownell table 13.2 page 254)} \\
 C &= 0,125 \text{ in (Kusnarjo page 14)}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tekanan desain :

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,6959 \text{ psi} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \cdot g \cdot H \\
 &= \text{#####} \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 7,3152 \text{ m} \\
 &= 83.339,4525 \text{ kg/m} \cdot \text{s}^2 \\
 &= 83.339,4525 \text{ N/m}^2 \\
 &= 0,8225 \text{ atm} \\
 &= 12,0873 \text{ psi} \\
 P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 0,8225 \text{ atm} \\
 &= 12,0873 \text{ psi} \\
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
 &= 1,1 \times 0,8225 \text{ atm} \\
 &= 0,9139 \text{ atm} \\
 &= 13,4304 \text{ psi} \\
 &= 13,4304 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tangki :

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \text{ (lb/in}^2) \cdot r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,6 \cdot P \text{ (lb/in}^2)} + C \text{ (in)} \\
 &= \frac{13,4304 \cdot 90}{18.750 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 13,4304} + 0,1250 \\
 &= 0,2056 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, n

$$\begin{aligned}
 t_s &= 0,2500 \text{ in} \\
 &= \frac{1}{4} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Perhitungan OD :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID (in)} + 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\
 &= 180 + 2 \cdot 0,2500 \\
 &= 180,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\text{OD} = 192 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (L_s) yang baru adal

$$\begin{aligned}
 ID &= OD \text{ (in)} - 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\
 &= 192 - 2 \cdot 0,2500 \\
 &= 191,5 \text{ in} \\
 &= 15,9583 \text{ ft} \\
 L_s &= 287,25 \text{ in} \\
 &= 23,9375 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Perhitungan sudut *conical* :

$$\sin \theta = \frac{ID}{430 \times t} \quad (\text{Kusnarjo eq. 4-22 page 101})$$

Dimana, t = tebal *cone* standard = 1,25 in

Maka,

$$\sin \alpha = \frac{191,5}{430 \times 1,25} = 0,3563$$

$$\alpha = 15^\circ$$

Perhitungan tebal & tinggi tutup atas (*conical head*) :

Perhitungan tebal tutup atas (t_{ha}) berdasarkan *Brownell eq. (6.154)*

$$t_{ha} = \frac{P \cdot D_e}{2 \cdot \cos\left(\frac{1}{2} \alpha\right) (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Dimana :

$$P = 13,4304 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned}
 D_e &= ID \\
 &= 191,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\alpha = 15^\circ$$

$$1/2 \alpha = 7,5^\circ$$

$$\cos(1/2 \alpha) = 0,9914$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai t_{ha} adalah :

$$t_{ha} = 0,2115 \text{ in} \approx 0,2500 \text{ in}$$

Perhitungan tinggi tutup atas (h_a) berdasarkan *Brownell* :

$$h_a = \frac{1}{2} \times ID \times \tan(\alpha)$$

$$= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(15^\circ)$$

$$= 25,6561 \text{ in}$$

$$= 2,1380 \text{ ft}$$

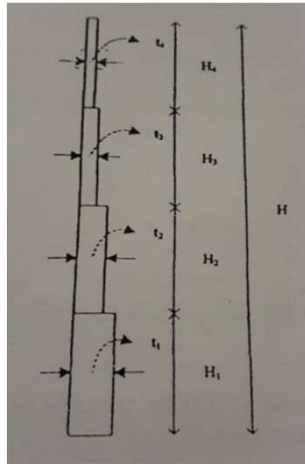
Perhitungan tebal & tinggi tutup bawah (*flat head*) :

Karena tutup bawah tangki berbentuk datar, maka :

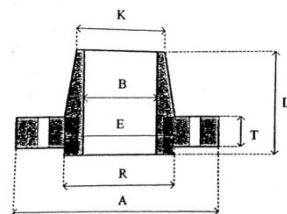
$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup bawah (} t_{hb} \text{)} &= \text{Tebal silinder (} t_s \text{)} \\
 &= 0,2500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup bawah (hb)} &= \text{Tebal tutup bawah (t}_{hb}\text{)} \\
 &= 0,2500 \text{ in} \\
 &= 0,0208 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal silinder tiap courses berdasarkan Kusnarjo page 99 :



$$\begin{aligned}
 t_1 &= 0,0001456 (H - 1) \times ID + C \\
 &= 0,0000 \text{ in} \\
 &\approx 0,1875 \text{ in} \\
 t_2 &= 0,0001456 (H - 8) - 1) \times ID + C \\
 &= 0,0000 \text{ in} \\
 &\approx 0,1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$



Gambar C.31 Skema nozzle (Brownell page 221)

Perhitungan diameter nozzle aliran <38> :

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas feed } (\rho_{feed}) &= 1.162,5145 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 72,5734 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \text{Flowrate feed } (Q_{feed}) &= 53,4191 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 1.886,4790 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,5240 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Viskositas feed } (\mu_{feed}) &= 0,8647 \text{ cp} \\
 &= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\
 &= 3,1129 \text{ kg/m.jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 Q_{feed}^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \rho_{feed}^{0,13} (\text{kg/m}^3) \\
 &\quad (\text{Kusnarjo eq. 2-42 page 32})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot 53,4191^{0,45} \cdot 1.162,5145^{0,13} \\
 &= 58,483 \text{ mm} \\
 &= 2,302 \text{ in}
 \end{aligned}$$

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 <38> :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v}_{\text{aliran}}) &= \frac{Q_{\text{feed}}}{A} \\
 &= \frac{53,4191 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0124 \text{ m}^2} \\
 &= 4.320,0149 \text{ m/jam} \\
 &= 1,2000 \text{ m/s} \\
 \text{Reynold number (N}_{\text{Re}}) &= \frac{\text{ID (m)} \cdot v_{\text{aliran (m/s)}} \cdot \rho_{\text{feed (kg/m}^3)}}{\mu_{\text{feed (kg/m.s)}}} \\
 &= \frac{0,0627 \cdot 1,2000 \cdot 1.162,5145}{0,0009} \\
 &= #####
 \end{aligned}$$

Karena $N_{\text{Re}} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Tabel C.68 Spesifikasi Brine Tank I (F-414)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Brine Tank I (F-421)</i>
Fungsi	Sebagai tangki penampungan sementara brine bersih dari Clarifier.
Tipe	Silinder dengan tutup atas conical dan tutup bawah flat.
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316.</i>
Kapasitas (ton/jam)	63
Volume (ft ³)	2.134
Diameter Dalam (in)	192
Diameter Nozzel Aliran <38> (in)	2,5
Tinggi Silinder (ft)	24
Tinggi Tutup Atas (ft)	2,14
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02

Tebal Silinder (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,2500
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Sudut <i>Conical</i> (°)	15
Jumlah (unit)	1

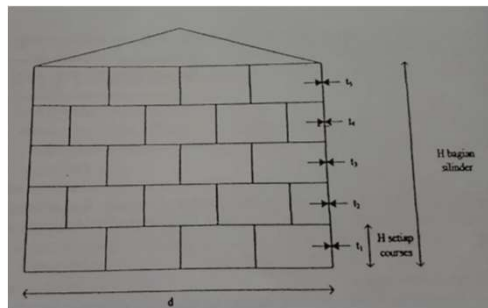
27. Brine Tank II (F-421)

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



Gambar C.44 Skema Brine Tank

Tabel C.69 Spesifikasi Feed Brine Aliran <12>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,2611	15.645,1270	2.170	7,2097
CaSO ₄	0,0018	154,2962	2.960	0,0521
CaCl ₂	0,0023	139,9373	2.150	0,0651
MgCl ₂	0,0050	303,7871	2.325	0,1307
KCl	0,0041	253,6340	1.988	0,1276
Mg(HCO ₃) ₂	0,0011	66,3851	2.345	0,0283
KBr	0,0010	60,4616	2.750	0,0220
KIO ₃	0,0000	1,5236	3.890	0,0004
H ₂ O	0,7236	16.625,1518	996	16,6919
Total	1,0000	33.250,3036		24,3278

Tabel C.70 Spesifikasi Feed Brine Aliran <14>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,2616	782,26	2.170	0,3605
CaSO ₄	0,0000	7,71	2.960	0,0026

CaCl ₂	0,0023	7,00	2.150	0,0033
MgCl ₂	0,0050	15,19	2.325	0,0065
KCl	0,0042	12,68	1.988,0	0,0064
Mg(HCO ₃) ₂	0,0011	3,32	2.345	0,0014
KBr	0,0010	3,02	2.750	0,0011
KIO ₃	0,0000	0,08	3.890	0,0000
H ₂ O	0,7249	2.167,52	996,00	2,1762
Total	1,0000	2.998,7731		2,5580

Tabel C.71 Spesifikasi Brine Keluar Aliran <44>

Komponen	Fraaksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,2612	16.427,3833	2.170	7,5702
CaSO ₄	0,0017	162,0110	2.960	0,0547
CaCl ₂	0,0023	146,9342	2.150	0,0683
MgCl ₂	0,0050	318,9764	2.325	0,1372
KCl	0,0041	266,3157	1.988,0	0,1340
Mg(HCO ₃) ₂	0,0011	69,7044	2.345	0,0297
KBr	0,0010	63,4847	2.750	0,0231
KIO ₃	0,0000	1,5998	3.890	0,0004
H ₂ O	0,7236	18.792,6673	996,00	18,8681
Total	1,0000	36.249,0767		26,8858

T operasi = 30 °C
 P operasi = 1 atm
 Hold up time = 1 jam
 Feed = 36.249,0767 kg/jam
 = 36,2491 ton/jam
 Feed tinggal = Feed x Hold up time
 = 36.249,0767 kg/jam x 1 jam
 = 36.249,0767 kg
 = 36,2491 ton
 Volume feed = 26,8858 m³/jam
 Volume feed ting = Volume feed x Hold up time
 = 26,8858 m³/jam x 1 jam
 = 26,8858 m³
 Over factor design = 10% (Brownell, 1959)
 Sehingga,
 Volume tangki = 1,1 x Volume feed tinggal
 = 1,1 x 26,8858 m³
 = 29,8731 m³
 = 1.054,9607 ft³
 = 187,8969 bbl

Jika volume tangki distandarisasi berdasarkan Appendix E *Brownell* maka menurut API standard 12 C, ukuran & kapasitas tangki penyimpanan untuk *plate 72 inch*

adalah :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &\approx 380 \text{ bbl} \\
 &\approx 2.133,5404 \text{ ft}^3 \\
 \text{Diameter tangki (ID)} &= 15 \text{ ft} \\
 &= 180 \text{ in} \\
 &= 4,5720 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tangki (H)} &= 12 \text{ ft} \\
 &= 144 \text{ in} \\
 &= 3,6576 \text{ m} \\
 \text{Jumlah courses} &= 2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Material} &= SA-240 \text{ Grade M Type 316.} \\
 f &= 18.750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell table 13.1 page 251}) \\
 E &= 0,8 \quad (\text{Sambungan Double welded butt joint}) \\
 &\quad (\text{Brownell table 13.2 page 254}) \\
 C &= 0,125 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo page 14})
 \end{aligned}$$

Perhitungan tekanan desain :

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,6959 \text{ psi} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times H \\
 &= 1.366,7614 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 3,6576 \text{ m} \\
 &= 48.990,8500 \text{ kg/m.s}^2 \\
 &= 48.990,8500 \text{ N/m}^2 \\
 &= 0,4835 \text{ atm} \\
 &= 7,1055 \text{ psi} \\
 P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 0,4835 \text{ atm} \\
 &= 7,1055 \text{ psi} \\
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
 &= 1,1 \times 0,4835 \text{ atm} \\
 &= 0,5372 \text{ atm} \\
 &= 7,8950 \text{ psi} \\
 &= 7,8950 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tangki :

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 25*.

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \text{ (lb/in}^2\text{)} \times r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \times E - 0,6 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\
 &= \frac{7,8950 \times 90}{18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 7,8950} + 0,1250 \\
 &= 0,1724 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

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

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Perhitungan OD :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID (in)} + 2 \times t_s \text{ (in)} \\ &= 180 + 2 \times 0,1875 \\ &= 180,4 \text{ in} \end{aligned}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\text{OD} = 192 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD (in)} - 2 \times t_s \text{ (in)} \\ &= 192 - 2 \times 0,1875 \\ &= 191,625 \text{ in} \\ &= 15,9688 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ls} &= 287,438 \text{ in} \\ &= 23,9531 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan sudut conical :

$$\text{Sin } \theta = \frac{\text{ID}}{430 \times t} \quad (\text{Kusnarjo eq. 4-22 page 101})$$

$$\text{Dimana, } t = \text{tebal cone standard} = 1,25 \text{ in}$$

Maka,

$$\text{Sin } \alpha = \frac{191,6}{430 \times 1,25} = 0,3565$$

$$\alpha = 21^\circ$$

Perhitungan tebal & tinggi tutup atas (conical head) :

Perhitungan tebal tutup atas (t_{ha}) berdasarkan *Brownell eq. (6.154) page 118* :

$$t_{ha} = \frac{P \times De}{2 \times \cos\left(\frac{1}{2} \alpha\right) \left(f \times E - 0,6 \times P\right)} + C$$

Dimana :

$$P = 7,8950 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{De} &= \text{ID} \\ &= 191,6 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\alpha = 21^\circ$$

$$1/2 \alpha = 10,4416^\circ$$

$$\cos(1/2 \alpha) = 0,9834$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai t_{ha} adalah :

$$t_{ha} = 0,1763 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in}$$

Perhitungan tinggi tutup atas (ha) berdasarkan *Brownell* :

$$\begin{aligned}
 ha &= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(\alpha) \\
 &= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(20.8547^\circ) \\
 &= 36,5550 \text{ in} \\
 &= 3,0463 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

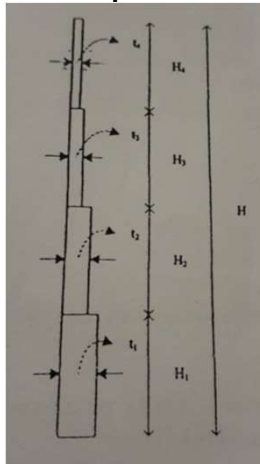
Perhitungan tebal & tinggi tutup bawah (*flat head*) :

Karena tutup bawah tangki berbentuk datar, maka :

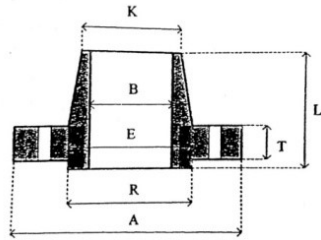
$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup bawah (t}_{hb}\text{)} &= \text{Tebal silinder (t}_s\text{)} \\
 &= 0,1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup bawah (hb)} &= \text{Tebal tutup bawah (t}_{hb}\text{)} \\
 &= 0,1875 \text{ in} \\
 &= 0,0156 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal silinder tiap *courses* berdasarkan *Kusnarjo page 99* :



$$\begin{aligned}
 t_1 &= 0,0001456 \left(H - 1 \right) \times ID + C \\
 &= 0,1506 \text{ in} \\
 &\approx 0,1875 \text{ in} \\
 t_2 &= 0,0001456 \left(H - 8 \right) - 1 \times ID + C \\
 &= 0,1320 \text{ in} \\
 &\approx 0,1875 \text{ in} \\
 t_3 &= 0,0001456 \left(H - 16 \right) - 1 \times ID + C \\
 &= 0,1134 \text{ in} \\
 &\approx 0,1875 \text{ in} \\
 t_4 &= 0,0001456 \left(H - 24 \right) - 1 \times ID + C \\
 &= 0,0948 \text{ in} \\
 &\approx 0,1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$



Gambar C.45 Skema Nozzle (Brownell page 221)

Perhitungan diameter nozzle aliran <12> :

Densitas *feed* (ρ_{feed}) = 1.366,7614 kg/m³

= 85,3241 lbm/ft³

Flowrate *feed* (Q_{feed}) = 24,3278 m³/jam

= 859,1291 ft³/jam

= 0,2386 ft³/s

Viskositas *feed* (μ_{feed}) = 0,8514 cp

= 0,0009 kg/m.s

= 3,0652 kg/m.jam

Diameter optimum = 3,9 $Q_{feed}^{0,45}$ (m³/jam) $\rho_{feed}^{0,13}$ (kg/m³)

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum = 3,9 x 24,3278^{0,45} x 1.366,7614^{0,13}

= 41,923 mm

= 1,651 in

dasarakan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari Brownell fig. 12.2 page 22

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 <12> :

Kecepatan aliran (v_{aliran}) = $\frac{Q_{feed}}{A}$

$$\begin{aligned}
&= \frac{24,3278 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0124 \text{ m}^2} \\
&= 1.967,3957 \text{ m/jam} \\
&= 0,5465 \text{ m/s} \\
\text{Reynold number } (N_{Re}) &= \frac{\text{ID (m)} \times v_{\text{aliran}} \text{ (m/s)} \times \rho_{\text{feed}} \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\mu_{\text{feed}} \text{ (kg/m.s)}} \\
&= \frac{0,0627 \times 0,54650 \times 1.366,7614}{0,0009} \\
&= 55.036,8856
\end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Perhitungan diameter nozzle aliran <14> :

$$\begin{aligned}
\text{Densitas feed } (\rho_{\text{feed}}) &= 1.172,3049 \text{ kg/m}^3 \\
&= 73,1846 \text{ lbm/ft}^3 \\
\text{Flowrate feed } (Q_{\text{feed}}) &= 2,5580 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 90,3355 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 0,0251 \text{ ft}^3/\text{s} \\
\text{Viskositas feed } (\mu_{\text{feed}}) &= 0,8530 \text{ cp} \\
&= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\
&= 3,0707 \text{ kg/m.jam} \\
\text{Diameter optimum} &= 3,9 Q_{\text{feed}}^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \rho_{\text{feed}}^{0,13} (\text{kg/m}^3) \\
&\quad \text{(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)} \\
\text{Diameter optimum} &= 3,9 \times 2,5580^{0,45} \times 1.172,3049^{0,13} \\
&= 14,914 \text{ mm} \\
&= 0,587 \text{ in}
\end{aligned}$$

dasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 22*

$$\begin{aligned}
\text{Nominal pipe size} &= 0,75 \text{ in Sch 40} \\
\text{OD of flange (A)} &= 3,875 \text{ in} \\
&= 0,0984 \text{ m} \\
\text{Min. thickness of flange (T)} &= 0,5 \text{ in} \\
&= 0,0127 \text{ m} \\
\text{OD of raised face (R)} &= 1,6875 \text{ in} \\
&= 0,0429 \text{ m} \\
\text{Diameter of hub at base (E)} &= 1,5 \text{ in} \\
&= 0,0381 \text{ m} \\
\text{Diameter of hub at point of welding (K)} &= 1,05 \text{ in} \\
&= 0,0267 \text{ m} \\
\text{Length through hub (L)} &= 2,0625 \text{ in} \\
&= 0,0524 \text{ m} \\
\text{ID of standard wall pipe (B)} &= 0,82 \text{ in} \\
&= 0,0208 \text{ m}
\end{aligned}$$

Cek jenis aliran <14> :

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan aliran (v}_{\text{aliran}}) &= \frac{Q_{\text{feed}}}{A} \\
&= \frac{2,5580 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0014 \text{ m}^2} \\
&= 1.876,9730 \text{ m/jam} \\
&= 0,5214 \text{ m/s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Reynold number (N}_{\text{Re}}) &= \frac{\text{ID (m)} \times v_{\text{aliran}} \text{ (m/s)} \times \rho_{\text{feed}} \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\mu_{\text{feed}} \text{ (kg/m.s)}} \\
&= \frac{0,0208 \times 0,52138 \times 1.172,3049}{0,0009} \\
&= 14.924,6026
\end{aligned}$$

Karena $N_{\text{Re}} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Perhitungan diameter nozzle aliran <44> :

$$\begin{aligned}
\text{Densitas } (\rho) &= 1.348,2601 \text{ kg/m}^3 \\
&= 84,1691 \text{ lbm/ft}^3 \\
\text{Flowrate (Q)} &= 26,8858 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 949,4647 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 0,2637 \text{ ft}^3/\text{s} \\
\text{Viskositas } (\mu) &= 0,8515 \text{ cp} \\
&= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\
&= 3,0655 \text{ kg/m.jam} \\
\text{Diameter optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \text{ (m}^3/\text{jam)} \times \rho^{0,13} \text{ (kg/m}^3\text{)} \\
&\quad \text{(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)} \\
\text{Diameter optimum} &= 3,9 \times 26,8858^{0,45} \times 1.348,2601^{0,13} \\
&= 43,774 \text{ mm} \\
&= 1,723 \text{ in}
\end{aligned}$$

dasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 22*

$$\begin{aligned}
\text{Nominal pipe size} &= 2,5 \text{ in Sch 40} \\
\text{OD of flange (A)} &= 7 \text{ in} \\
&= 0,1778 \text{ m} \\
\text{Min. thickness of flange (T)} &= 0,875 \text{ in} \\
&= 0,0222 \text{ m} \\
\text{OD of raised face (R)} &= 4,125 \text{ in} \\
&= 0,1048 \text{ m} \\
\text{Diameter of hub at base (E)} &= 3,5625 \text{ in} \\
&= 0,0905 \text{ m} \\
\text{Diameter of hub at point of} \\
\text{welding (K)} &= 2,88 \text{ in} \\
&= 0,0732 \text{ m} \\
\text{Length through hub (L)} &= 2,75 \text{ in} \\
&= 0,0699 \text{ m} \\
\text{ID of standard wall pipe (B)} &= 2,47 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$= 0,0627 \text{ m}$$

Cek jenis aliran <44> :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (v}_{\text{aliran}}) &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{26,8858 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0124 \text{ m}^2} \\ &= 2.174,2630 \text{ m/jam} \\ &= 0,6040 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Reynold number (N}_{\text{Re}}) &= \frac{\text{ID (m)} \times v_{\text{aliran}} \text{ (m/s)} \times \rho \text{ (kg/m}^3)}{\mu \text{ (kg/m.s)}} \\ &= \frac{0,0627 \times 0,60396 \times 1.348,2601}{0,0009} \\ &= 59.995,4024 \end{aligned}$$

Karena $N_{\text{Re}} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

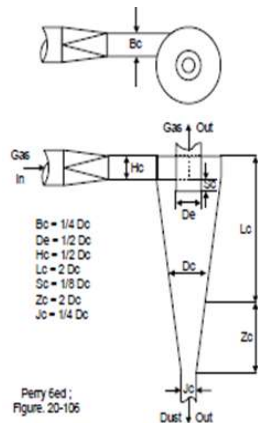
Tabel C.72 Spesifikasi Brine Tank II (F-421)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Brine Tank II (F-421)</i>
Fungsi	Sebagai tangki penampungan sementara <i>brine</i> kotor dari <i>Mixer Tank I</i> dan <i>Screw Washer</i> .
Tipe	Silinder dengan tutup atas <i>conical</i> dan tutup bawah <i>flat</i> .
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316</i>
Kapasitas (ton/jam)	37
Volume (ft ³)	2.134
Diameter Dalam (in)	192
Diameter <i>Nozzel</i> Aliran <12> (in)	2,5
Diameter <i>Nozzel</i> Aliran <14> (in)	0,75
Diameter <i>Nozzel</i> Aliran <44> (in)	2,5
Tinggi Silinder (ft)	24
Tinggi Tutup Atas (ft)	3,05
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tebal Tutup Atas (in)	0,1875
Tebal Tutup Bawah (in)	0,1875
Sudut <i>Conical</i> (°)	21
Jumlah (unit)	1

28. *BagHouse Filter (H-316)*

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

Tipe : Plain multiple slot opening 2 or more slots.
 Bahan konstruksi : SA-240 Grade M Type 316.
 Jumlah : 1 unit.



Gambar C.19 Skema Cyclone (Perry fig. 17-36 page 17-29)

Tabel C.73 Spesifikasi Feed Aliran <57>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
NaCl	0,0003	9,4369	2.170	0,0043
CaSO ₄	0,0000	0,0023	2.960	0,0000
CaCl ₂	0,0000	0,0021	2.150	0,0000
MgCl ₂	0,0000	0,0045	2.325	0,0000
KCl	0,0000	0,0038	1.988,0	0,0000
Mg(HCO ₃) ₂	0,0000	0,0010	2.345	0,0000
KBr	0,0000	0,0009	2.750	0,0000
KIO ₃	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H ₂ O	0,0194	640,1196	995,68	0,6429
Udara	0,9738	32.058,3264	1,0831	29.597,6380
Total	1,0	32.707,8975		29.598,2852

P operasi = 1 atm
 = 14,6959 lb/in²
 = 1,01325 bar
 Basis waktu = 1 jam
 T_{feed} = 0,00 K
 = -273,15 °C
 Massa_{feed} = 32.707,8975 kg/jam
 = 32,7079 ton/jam
 Massa_{solid} = 649,5710 kg/jam
 Volume_{solid} = 0,6473 m³
 Densitas_{solid} (ρ_s) = $\frac{\text{Massa solid}}{\text{Volume solid}}$

$$\begin{aligned}
&= \frac{649,5710 \text{ kg}}{0,6473 \text{ m}^3} \\
&= 1.003,5828 \text{ kg/m}^3 \\
\text{Massa gas} &= 32.707,8975 \text{ kg/jam} \\
&= 72.108,4849 \text{ lb/jam} \\
\text{Volume gas} &= 29.598,2852 \text{ m}^3/\text{jam} \\
\text{Densitas gas } (\rho_g) &= \frac{\text{Massa gas}}{\text{Volume gas}} \\
&= \frac{32.707,8975 \text{ kg}}{29.598,2852 \text{ m}^3} \\
&= 1,1051 \text{ kg/m}^3 \\
\text{S/G solid dalam gas} &= \frac{\text{Massa garam}}{\text{Volume campuran}} \\
&= \frac{649,5710 \text{ kg}}{29.598,2852 \text{ m}^3} \\
&= 0,0219 \text{ kg/m}^3
\end{aligned}$$

Perhitungan dimensi cyclone :

Berdasarkan Perry 8th Ed. page 17-32, kecepatan gas masuk ke Cyclone adalah sekitar 8-30 m/s, maka diasumsikan :

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan gas masuk } (v_{in}) &= 15 \text{ m/s} \\
&= 49,2126 \text{ ft/s} \\
\text{Diameter partikel masuk } (d_{pi}) &= 0,5 \text{ mm} \\
&= 0,0005 \text{ m} \\
&= 0,0016 \text{ ft} \\
\text{Viskositas gas } (\mu_g) &= 0,00000 \text{ kg/m.s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Effective number } (Ns) &= 3,5 \text{ (Perry 8}^{th} \text{ Ed. fig. 17-38 page 17-30)} \\
\text{Collection efficiency } (E_I) &= 95\% \text{ (Perry 8}^{th} \text{ Ed. fig. 17-41 page 17-31)} \\
\frac{d_{pi}}{D_{pth}} &= 7,0 \text{ (Perry 8}^{th} \text{ Ed. fig. 17-39 page 17-30)}
\end{aligned}$$

Berdasarkan data di atas, didapatkan nilai diameter partikel pada saat bagian partikel telah terurai (D_{pth}) adalah :

$$\begin{aligned}
D_{pth} &= \frac{d_{pi}}{7,0} \\
&= \frac{0,0016 \text{ ft}}{7,0} \\
&= 0,0002 \text{ ft} \\
&= 0,0001 \text{ m}
\end{aligned}$$

Berdasarkan Perry 8th Ed. page 17-30, didapatkan nilai lebar inlet Cyclone rectangular (B_c) adalah :

$$\begin{aligned}
 B_c &= \frac{D_{pth}^2 \times \Pi \times N_s \times v_{in} \times (\rho_s - \rho_g)}{9 \times \mu_g} \\
 &= \frac{0,0001^2 \times \Pi \times 3,5 \times 15 \times (1.003,5828 - 1,1051)}{9 \times 0,00000} \\
 &= 2,0092 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan *Perry 8th Ed. page 17-29* didapatkan nilai diameter *Cyclone* (D_c), diameter saluran gas keluar *Cyclone* (D_e), tinggi *Cyclone* di B_c pada gas masuk (H_c), panjang ruang gravitasi *settling* dalam arah aliran gas (L_c), lebar *outlet Cyclone rectangular* (Sc), panjang ruang spiral dalam *Cyclone* (Z_c), diameter partikel keluar (J_c) adalah :

$$\begin{aligned}
 D_c &= 4 \times B_c = 4 \times 2,0092 \text{ m} = 8,0368 \text{ m} \\
 D_e &= \frac{D_c}{2} = \frac{8,0368 \text{ m}}{2} = 4,0184 \text{ m} \\
 H_c &= \frac{D_c}{2} = \frac{8,0368 \text{ m}}{2} = 4,0184 \text{ m} \\
 L_c &= 2 \times D_c = 2 \times 8,0368 \text{ m} = 16,0736 \text{ m} \\
 Sc &= \frac{D_c}{8} = \frac{8,0368 \text{ m}}{8} = 1,0046 \text{ m} \\
 Z_c &= 2 \times D_c = 2 \times 8,0368 \text{ m} = 16,0736 \text{ m} \\
 J_c &= \frac{D_c}{4} = \frac{8,0368 \text{ m}}{4} = 2,0092 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tekanan desain :

$$\begin{aligned}
 P_{operasi} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,6959 \text{ psi} \\
 P_{hidrostatik} &= \rho \times g \times H \\
 &= 1,1051 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 32,1473 \text{ m} \\
 &= 348,1421 \text{ kg/m.s}^2 \\
 &= 348,1421 \text{ N/m}^2 \\
 &= 0,0034 \text{ atm} \\
 &= 0,0505 \text{ psi} \\
 P_{perencanaan} &= P_{operasi} + P_{hidrostatik} \\
 &= (1 + 0,0034) \text{ atm} \\
 &= 1,0034 \text{ atm} \\
 &= 14,7464 \text{ psi} \\
 P_{desain} &= 1,1 \times P_{perencanaan} \\
 &= 1,1 \times 1,0034 \text{ atm} \\
 &= 1,1038 \text{ atm} \\
 &= 16,2210 \text{ psi} \\
 &= 16,2210 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal *Cyclone* :

$$\begin{aligned}
 \text{Material} &= SA-240 \text{ Grade M Type 316.} \\
 f &= 18.750 \text{ psi (Brownell table item 4 page 342)}
 \end{aligned}$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Sambungan } Double \text{ welded butt joint})$$

$$\quad \quad \quad (\text{Brownell table 13.2 page 254})$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo page 14})$$

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$t_s = \frac{P \text{ (lb/in}^2\text{)} \times r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \times E - 0,6 \times P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)}$$

$$= \frac{16,2210 \times 159}{18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,2210} + 0,1250$$

$$= 0,2965 \text{ in}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, n

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

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

Perhitungan OD :

$$OD = ID \text{ (in)} + 2 \times t_s \text{ (in)}$$

$$= 317 + 2 \times 0,1875$$

$$= 317,3750 \text{ in}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$OD = 90 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (L_s) yang baru adalah:

$$ID = OD \text{ (in)} - 2 \times t_s \text{ (in)}$$

$$= 90 - 2 \times 0,1875$$

$$= 89,625 \text{ in}$$

$$= 2,2765 \text{ m}$$

$$L_s = 134,438 \text{ in}$$

$$= 11,2031 \text{ ft}$$

Perhitungan tebal konis berdasarkan *Kusnarjo eq.2-30 page 19* :

$$\text{Tebal konis} = \frac{P \times D_e}{2 \times \cos\left(\frac{1}{2} \alpha\right) (f \times E - 0,6 \times P)} + C$$

Dimana :

$$P = 16,2210 \text{ lb/in}^2$$

$$D_e = ID$$

$$= 317 \text{ in}$$

$$\alpha = 30^\circ$$

$$1/2 \alpha = 15^\circ$$

$$\cos(1/2 \alpha) = 1$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai tebal konis adalah :

$$\text{Tebal konis} = 0,3026 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in}$$

Tabel C.74 Spesifikasi Baghouse Filter (H-316)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Baghouse Filter (H-316)
Fungsi	Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari Vibrating Dryer .
Tipe	<i>Plain multiple slot opening 2 or more slots</i>
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316.</i>
Kapasitas (ton/jam)	33
Kecepatan Gas Masuk (ft/s)	50
Diameter Dalam <i>Cyclone</i> (in)	317
Tebal <i>Cyclone</i> (in)	0,1875
Tebal Konis (in)	0,1875
Lebar <i>Outlet Cyclone</i> (in)	40
Diameter Saluran Gas Keluar (in)	159
Diameter Partikel Keluar (in)	80
Tinggi <i>Cyclone</i> di Bc Pada Gas Masuk (ft)	14
Panjang Ruang Gravitasi <i>Settling</i> (ft)	53
Panjang Ruang Spiral <i>Cyclone</i> (ft)	53
Jumlah (unit)	1

APPENDIKS E
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi	=	150000	ton/tahun
	=	454545.4545	kg/hari
	=	18939.39394	kg/jam
Lama Operasi	=	330	hari
Basis	=	1	tahun
Nilai Tukar Rupiah (1US\$)	= Rp	14,429.79	(23 Maret 2022) (www.bi.go.id)
Pengadaan Alat, tahun	=	2022	
Mulai Konstruksi, tahun	=	2023	
Lama Konstruksi	=	2	
Mulai Beroperasi, tahun	=	2025	

E.1 Harga Tanah

Pabrik akan dibangun di Kabupaten Sumenep, Madura. Diperkirakan luas tanah dan bangunan

yang diperlukan untuk pembangunan pabrik, serta biaya pembelian tanah yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

Luas tanah dan bangunan	=	5000	m ²
Harga tanah	= Rp	600,000	per m ² (www.olx.co.id-23 Maret 2022)
Harga tanah total	= Rp	3,000,000,000	

E.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*.

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:

$$\text{Harga alat kapasitas B} = \left(\frac{\text{Kapasitas alat B}}{\text{Kapasitas alat A}} \right)^{0.6} \times \text{Harga alat kapasitas A}$$

Tabel E.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	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7
2017	567.5
2018	603.1
2019	569
2020	549.1

Sumber: *Chemical Engineering Magazine* , 2020

Dengan metode *Least Square (Perry, 3-84)* , dapat dilakukan penaksiran *index* harga rata-rata pada akhir tahun 2022. Penyelesaian dengan metode *Least Square* menghasilkan suatu persamaan berikut:

$$y = m \cdot x + c$$

y = tahun

x = *index* harga

c = konstanta

$$m = \frac{n \sum xy - \sum y \sum x}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}$$

$$c = \frac{\sum x^2 \sum y - \sum xy \sum x}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}$$

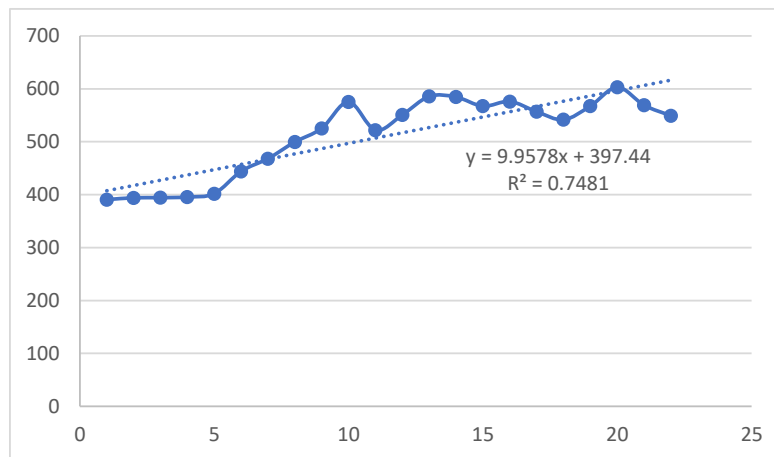
n	x	y	x²	x.y
	Tahun	Annual Index		
1	1999	390.6	3996001	780809.4
2	2000	394.1	4000000	788200
3	2001	394.3	4004001	788994.3
4	2002	395.6	4008004	791991.2
5	2003	402	4012009	805206

6	2004	444.2	4016016	890176.8
7	2005	468.2	4020025	938741
8	2006	499.6	4024036	1002197.6
9	2007	525.4	4028049	1054477.8
10	2008	575.4	4032064	1155403.2
11	2009	521.9	4036081	1048497.1
12	2010	550.8	4040100	1107108
13	2011	585.7	4044121	1177842.7
14	2012	584.6	4048144	1176215.2
15	2013	567.3	4052169	1141974.9
16	2014	576.1	4056196	1160265.4
17	2015	556.8	4060225	1121952
18	2016	541.7	4064256	1092067.2
19	2017	567.5	4068289	1144647.5
20	2018	603.1	4072324	1217055.8
21	2019	569	4076361	1148811
22	2020	549.1	4080400	1109182
Σ	44209	11263	88838871	22641816

$$m = 9.957763975$$

$$c = -19498.17$$

n	Tahun (x)	Annual Index (y)
23	2021	626.4688312
24	2022	636.4265951
25	2023	646.3843591
26	2024	656.3421231
27	2025	666.2998871



Gambar E.1 Grafik Hubungan antara *Cost Index* dan Tahun

E.2.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan pada perhitungan analisis ekonomi dibawah ini merupakan harga

yang didapatkan dari website www.matche.com yang memberikan harga peralatan berdasarkan FOB (Free On Board) dari Gulf Coast USA. Data tersebut merupakan data pada tahun 2014.

Contoh perhitungan harga perlatan:

1 Screw Conveyor I (J-112)

Tipe	:	Conveyor dengan solid screw dan dilengkapi dengan intermediete bearing
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel
Jumlah	=	1 unit
Harga alat tahun 2014	=	\$ 14,700.00
Cost Index tahun 2014	=	576.1
Cost Index tahun 2022	=	636.4
Harga alat tahun 2022	=	$\frac{\text{Cost index 2022}}{\text{Cost index 2014}} \times \text{Harga alat tahun 2014}$
	=	\$ 16,239.32
Total harga alat	=	Harga alat tahun 2021 x Jumlah alat (unit)
	=	\$ 16,239.32

Tabel E.2 Harga Peralatan Proses Pabrik

Kode Alat	Nama Alat	Jumlah Alat (Unit)	Harga Alat (US\$)		Total Harga (US\$)
			Harga Satuan (US\$)		
			2014	2022	
J-112	<i>Screw Conveyor I</i>	1	14700	16239	16239
C-110	<i>Roll Crusher I</i>	1	56200	62085	62085
H-113	<i>Vibrating Screener I</i>	1	24600	27176	27176
J-114	<i>Bucket Elevator I</i>	1	15500	17123	17123
J-211	<i>Screw Conveyor II</i>	1	13800	15245	15245
F-212	<i>Silo I</i>	1	33000	36456	36456
M-210	<i>Mixer Tank</i>	1	137400	151788	151788
H-220	<i>Screw Washer</i>	1	20400	22536	22536
H-230	<i>Centrifuge</i>	1	42000	46398	46398
B-310	<i>Vibrating Dryer</i>	1		55000	55000
H-311	<i>Air Filter</i>	1	4000	4419	4419
G-312	<i>Blower I</i>	1	32700	36124	36124
E-313	<i>Heater</i>	1	86900	96000	96000
H-314	<i>Cyclone</i>	1	15000	16571	16571
G-316	<i>Blower II</i>	1	27700	30601	30601
H-318	<i>Baghouse Filter</i>	1	21600	23862	23862
J-321	<i>Bucket Elevator III</i>	1	12300	13588	13588
C-320	<i>Roll Crusher II</i>	1	54600	60317	60317
H-322	<i>Screener II</i>	1	45000	49712	49712
F-323	<i>Silo II</i>	1	28900	31926	31926
R-410	<i>Reactor I</i>	1	108900	120304	120304
J-411	<i>Screw Conveyor I</i>	1	4500	4971	4971

L-412	<i>Pump I</i>	1	8500	9390	9390
H-413	<i>Clarifier</i>	1	79400	87714	87714
F-414	<i>Brine Tank I</i>	1	108000	119309	119309
L-415	<i>Pump II</i>	1	20100	22205	22205
F-416	<i>Na₂CO₃ Storage Tank</i>	1	61600	68050	68050
L-417	<i>Pump III</i>	1	5900	6518	6518
F-418	<i>NaOH Storage Tank</i>	1	77300	85395	85395
L-419	<i>Pump IV</i>	1	5900	6518	6518
F-4110	<i>Ca(OH)₂ Storage Tank</i>	1	61600	68050	68050
L-4111	<i>Pump V</i>	1	5900	6518	6518
F-421	<i>Brine Tank II</i>	1	108000	119309	119309
L-422	<i>Pump VI</i>	1	20200	22315	22315
Total		34			1559733

(Sumber: www.matche.com)

Berdasarkan data diatas, didapatkan bahwa :

$$\begin{aligned} \text{Total harga peralatan proses tahun 2022} &= \$ 1,559,732.97 \\ &= \text{Rp } 22,506,619,244.08 \end{aligned}$$

E.2.2 Harga Peralatan Utilitas

Peralatan utilitas yang digunakan pada pabrik ini meliputi :

1. *Steam* dan Udara, yang digunakan untuk memanaskan udara yang masuk ke *Dryer*
2. Listrik, yang digunakan sebagai sumber tenaga pada beberapa peralatan proses, serta sumber energi bagi penerangan pabrik dan kantor
3. Air, yang digunakan sebagai pembuatan *brine* dan air proses

Berdasarkan Coulson Vol. 6 table 6.1 page 522, harga peralatan utilitas diperkirakan 45% dari harga peralatan proses, sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Total harga peralatan utilitas} &= 45\% \times \text{Total harga peralatan proses} \\ &= \text{Rp } 10,127,978,659.84 \end{aligned}$$

E.2.3 Perhitungan Total Harga Peralatan

$$\begin{aligned} \text{Total harga peralatan} &= \text{Harga peralatan proses} + \text{Harga peralatan utilitas} \\ &= \text{Rp } 22,506,619,244.08 + \text{Rp } 10,127,978,659.84 \\ &= \text{Rp } 32,634,597,903.91 \end{aligned}$$

E.3 Gaji Karyawan

Penentuan Jumlah Karyawan Operasional

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= 150000 \quad \text{ton/tahun} \\ \text{Jumlah hari efektif dalam 1 tahun} &= 330 \quad \text{hari} \\ \text{Kondisi rata-rata produksi per hari} &= 454.5454545 \quad \text{ton/hari} \end{aligned}$$

Berdasarkan kapasitas produksi di atas, didapatkan data dari *Timmerhaus Ed. 4th fig. 6-8 page 198* adalah sebagai berikut :

$$\text{Jumlah pekerja} = 68 \text{ (orang) (jam)/(hari)(tahap proses)}$$

Pada pabrik ini terdapat 4 tahapan proses yaitu *Pre-treatment* , *Washing & Filtration* , *Drying & Packaging* , dan *Brine Preparation* . Maka didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pekerja operasi/hari} &= 68 \text{ (orang) (jam)/(hari)(tahapan proses)} \times 4 \text{ tahapan proses} \\ &= 272 \text{ (orang)(jam)/hari} \end{aligned}$$

Jika dalam 1 hari terdapat 3 *shift* kerja dengan 1 *shift* kerja adalah 8 jam/hari, maka :

$$\begin{aligned} & \frac{3 \text{ shift}}{24 \text{ jam/hari}} \\ \text{Jumlah pekerja operasi/shift} &= 272 \text{ (orang)(jam)/hari} \times \frac{3 \text{ shift}}{24 \text{ jam/hari}} \\ &= 34 \text{ orang} \end{aligned}$$

Jika dalam 1 *shift* terdapat 4 *group* , maka :

$$\begin{aligned} & \frac{1 \text{ shift}}{4 \text{ group}} \\ \text{Jumlah pekerja operasi/group} &= 34 \text{ orang} \times \frac{1 \text{ shift}}{4 \text{ group}} \\ &= 9 \text{ orang} \end{aligned}$$

Contoh perhitungan gaji pekerja dewan komisaris per tahun :

$$\begin{aligned} \text{Jabatan} &= \text{Dewan Komisaris} \\ \text{Gaji/bulan} &= \text{Rp } 50,000,000 \\ \text{Jumlah pekerja} &= 3 \text{ orang} \\ \text{Gaji/tahun} &= \text{Gaji/bulan} \times \frac{12 \text{ bulan}}{1 \text{ tahun}} \times 3 \text{ orang} \\ &= \text{Rp } 1,800,000,000 \end{aligned}$$

Perhitungan untuk gaji pekerja per tahun lainnya juga dilakukan seperti cara diatas, sehingga didapatkan hasil perhitungan seabgai berikut.

Tabel E.3 Daftar Jabatan dan Gaji Karyawan Pabrik Garam Industri

No	Jabatan		Gaji/Bulan	Jumlah Pekerja	Gaji/Tahun
1	Dewan Komisaris	S2	Rp 15,000,000	3	Rp 540,000,000
2	Direktur Utama	S2	Rp 30,000,000	1	Rp 360,000,000
3	Sekretaris Perusahaan	S1	Rp 9,000,000	1	Rp 108,000,000
4	Direktur Keuangan	S2	Rp 30,000,000	1	Rp 360,000,000
5	Direktur Produksi	S2	Rp 30,000,000	1	Rp 360,000,000
6	Direktur Pemasaran	S2	Rp 30,000,000	1	Rp 360,000,000
7	Direktur SDM	S2	Rp 30,000,000	1	Rp 360,000,000
8	Kepala Bagian				
	a. Pembukuan	S1	Rp 7,500,000	1	Rp 90,000,000
	b. Pengolahan Dana	S1	Rp 7,500,000	1	Rp 90,000,000
	c. Proses	S1	Rp 7,500,000	1	Rp 90,000,000

	d. <i>Quality Control</i>	S1	Rp	7,500,000	1	Rp	90,000,000
	e. Utilitas	S1	Rp	7,500,000	1	Rp	90,000,000
	f. Promosi	S1	Rp	7,500,000	1	Rp	90,000,000
	g. <i>Mintenance</i>	S1	Rp	7,500,000	1	Rp	90,000,000
	h. Penjualan	S1	Rp	7,500,000	1	Rp	90,000,000
	i. Kepegawaian	S1	Rp	7,500,000	1	Rp	90,000,000
	j. Pendidikan dan	S1	Rp	7,500,000	1	Rp	90,000,000
	k. Kesehatan dan	S1	Rp	7,500,000	1	Rp	90,000,000
9	Karyawan :						
	a. Pembukuan	S1	Rp	2,800,000	8	Rp	268,800,000
		D3	Rp	2,200,000	7	Rp	184,800,000
	b. Pengolahan Dana	S1	Rp	2,800,000	8	Rp	268,800,000
		D3	Rp	2,200,000	7	Rp	184,800,000
	c. Proses	S1	Rp	5,000,000	20	Rp	1,200,000,000
		D3	Rp	4,000,000	20	Rp	960,000,000
	d. <i>Quality Control</i> dan <i>Quality Assurance</i>	S1	Rp	2,800,000	10	Rp	336,000,000
		D3	Rp	2,200,000	10	Rp	264,000,000
	e. Utilitas	S1	Rp	5,000,000	15	Rp	900,000,000
		D3	Rp	4,000,000	10	Rp	480,000,000
	f. Promosi	S1	Rp	3,500,000	15	Rp	630,000,000
		D3	Rp	2,800,000	10	Rp	336,000,000
	g. <i>Maintenance</i>	S1	Rp	5,000,000	20	Rp	1,200,000,000
		D3	Rp	4,000,000	10	Rp	480,000,000
	h. Penjualan	S1	Rp	4,000,000	10	Rp	480,000,000
		D3	Rp	3,000,000	8	Rp	288,000,000
	i. Kepegawaian	S1	Rp	3,800,000	10	Rp	456,000,000
	j. pendidikan dan	S1	Rp	3,800,000	10	Rp	456,000,000
	k. kesehatan dan keselamatan kerja	S1	Rp	3,500,000	15	Rp	630,000,000
		D3	Rp	2,800,000	10	Rp	336,000,000
10	Satpam	SMA	Rp	2,000,000	4	Rp	96,000,000
11	<i>Office Boy</i>	SMA	Rp	1,980,000	5	Rp	118,800,000
12	Driver	SMA	Rp	1,980,000	3	Rp	71,280,000
13	Dokter	S1	Rp	3,500,000	2	Rp	84,000,000
14	Perawat	D3	Rp	2,500,000	2	Rp	60,000,000
15	IT <i>staff</i>	S1	Rp	2,800,000	3	Rp	100,800,000
	TOTAL		Rp	340,460,000	272	Rp	14,308,080,000

Berdasarkan data diatas, didapatkan bahwa :

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya gaji pekerja per tahun} &= \text{Rp } 14,308,080,000 \\
 \text{Biaya gaji pekerja per bulan} &= \frac{\text{Biaya gaji pekerja per tahun}}{12} \\
 &= \frac{\text{Rp } 14,308,080,000}{12} \\
 &= \text{Rp } 1,192,340,000
 \end{aligned}$$

E.4 Harga Bahan Baku dan Penjualan Produk

E.4.1 Perhitungan Harga Bahan Baku

Harga bahan baku pada perhitungan analisis ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari website *www.tokopedia.com* dan merupakan data tahun 2022.

Contoh perhitungan bahan baku garam rakyat per tahun :

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan} &= 183227 \text{ ton/tahun} \\
 \text{Harga} &= \text{Rp } 500,000 \text{ /ton} \quad (\text{KKP}, 2019) \\
 \text{Total Harga} &= \text{Kebutuhan} \times \text{Harga} \\
 &= 183227 \text{ ton/tahun} \times \text{Rp } 500,000 \text{ /ton} \\
 &= \text{Rp } 91,613,500,000 \text{ /tahun}
 \end{aligned}$$

Perhitungan untuk harga bahan baku per tahun lainnya juga dilakukan seperti cara diatas sehingga didapatkan hasil perhitungan berikut.

Tabel E.5 Perhitungan Harga Bahan Baku

No	Bahan Baku	Kebutuhan(Ton/Tahun)	Harga (Rp/Ton)	Total Harga (Rp/Tahun)
1	Garam Rakyat	183227	Rp 500,000	Rp 91,613,500,000
2	NaOH	2,230	Rp 18,000,000	Rp 40,140,000,000
3	Na ₂ CO ₃	1,168	Rp 8,000,000	Rp 9,344,000,000
4	Ca(OH) ₂	588	Rp 10,000,000	Rp 5,880,000,000
Total		187213	Rp 36,500,000	Rp 146,977,500,000

(Sumber: *www.tokopedia.com*, diakses pada 25 Maret 2022)

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

$$\text{Harga bahan baku per tahun} = \text{Rp } 146,977,500,000$$

E.4.2 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Tabel E.6 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

No	Bahan Baku	Produksi (Ton/Tahun)	Harga (Rp/Ton)	Total Harga (Rp/Tahun)
1	Garam industri	150000	Rp 2,250,000	Rp 337,500,000,000
Total		150000	Rp 2,250,000	Rp 337,500,000,000

*Harga penjualan garam industri diasumsikan berdasarkan data penjualan garam indutri PT. Garam yang didapatkan dari KKP, 2019.

berdasarkan data diatas, didapatkan bahwa :

$$\text{hasil penjualan produk per tahun} = \text{Rp } 337,500,000,000$$

E.5 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi akan dilakukan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Untuk itu dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah :

1. laju pengembalian modal (*internal Rate of Return, IRR*)
2. waktu pengembalian modal minimum (*minimum Pay Out Period, POT*)

3. Titik impas (*Break Even Point, BEP*)

Namun, sebelum melakukan analisis terhadap ketiga faktor tersebut, perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal berikut.

1. penaksiran modal (*Total Capital Investment*) yang meliputi :
 - a. FCI (*Fixed Capital Investment*), modal tetap atau CAPEX
 - b. WCI (*Working Capital Investment*), Modal kerja
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost*) atau OPEX (*Operating Expenditure*) 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.

E.5.1 Penaksiran TCI (*Total Capital Investment*)

A. Perhitungan FCI (*Fixed Capital Investment*) atau CAPEX

Karena pabrik pembuatan garam industri dari garam rakyat merupakan *solid-fluid processing plant*, berdasarkan Tabel 2.17 Timmerhaus halaman 183, diperoleh :

A.1 *Direct Cost (DC)*, Biaya langsung

Tabel E.7 Perhitungan Biaya Langsung (DC)

No	Komponen	% FCI	Nilai Harga
1	Harga Peralatan	100	Rp 32,634,597,903.91
2	Instalasi Peralatan	39	Rp 12,727,493,182.53
3	Instrumentasi dan kontrol	26	Rp 8,484,995,455.02
4	Perpipaan (terpasang)	31	Rp 10,116,725,350.21
5	Listrik (terpasang)	10	Rp 3,263,459,790.39
6	Bangunan (termasuk layanan)	29	Rp 9,464,033,392.14
7	<i>Yard improvements</i>	12	Rp 3,916,151,748.47
8	Fasilitas pelayanan (terpasang)	55	Rp 17,949,028,847.15
Total			Rp 98,556,485,669.82

berdasarkan data diatas, didapatkan bahwa :

$$DC = \text{Rp } 98,556,485,669.82$$

A.2 *Indirect Cost (IC)*, Biaya tidak langsung

Tabel E.8 Perhitungan Biaya Tidak Langsung (IC)

No	Komponen	%	Nilai Harga
----	----------	---	-------------

NO	KOMPONEN	FCI	Unit	Nilai Harga
1	Engineering and Supervision	32	Rp	10,443,071,329.25
2	Construction Expenses	34	Rp	11,095,763,287.33
3	Legal Expenses	4	Rp	1,305,383,916.16
4	Contractor's Fee	19	Rp	6,200,573,601.74
5	Contingency	37	Rp	12,074,801,224.45
Total			Rp	41,119,593,358.93

Berdasarkan data diatas, didapatkan bahwa :

$$IC = \text{Rp } 41,119,593,358.93$$

Maka perhitungan FCI (*Fixed Capital Investement*) adalah :

$$\begin{aligned} FCI &= DC + IC \\ &= \text{Rp } 98,556,485,669.82 + \text{Rp } 41,119,593,358.93 \\ &= \text{Rp } 139,676,079,028.75 \end{aligned}$$

B. Perhitungan WCI (*Working Capital Investment*)

$$TCI = FCI + WCI$$

dimana,

$$WCI = 15\% \times TCI$$

sehingga,

$$TCI = \text{Rp } 139,676,079,028.75 + (15\% \times TCI)$$

$$TCI = \frac{\text{Rp } 139,676,079,028.75}{85\%}$$

$$TCI = \text{Rp } 164,324,798,857.36$$

Maka didapatkan :

$$\begin{aligned} WCI &= 15\% \times \text{Rp } 164,324,798,857.36 \\ &= \text{Rp } 24,648,719,828.60 \end{aligned}$$

C. Perhitungan TCI (*Total Capital Investment*)

$$\begin{aligned} TCI &= FCI + WCI \\ &= \text{Rp } 139,676,079,028.75 + \text{Rp } 24,648,719,828.60 \\ &= \text{Rp } 164,324,798,857.36 \end{aligned}$$

Modal yang digunakan :

1. Modal sendiri (*Equity*)

$$\begin{aligned} Equity &= 60\% \times TCI \\ &= 60\% \times \text{Rp } 164,324,798,857.36 \\ &= \text{Rp } 98,594,879,314.41 \end{aligned}$$

2. Modal Peminjaman Bank (*Loan*)

$$\begin{aligned} Loan &= 40\% \times TCI \\ &= 40\% \times \text{Rp } 164,324,798,857.36 \\ &= \text{Rp } 65,729,919,542.94 \end{aligned}$$

E.5.2 Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost, TPC*)

Perhitungan *Total Production Cost* dapat dilakukan dengan menentukan jumlah *manufacturing cost* dan *general expenses*.

Tabel E.9 Tabel *Direct Production Cost*

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Bahan baku dan penunjangnya		Rp 146,977,500,000
2	Buruh pabrik langsung		Rp 14,308,080,000
3	Pengawasan langsung dari perburuhan	15%	Rp 2,146,212,000
4	Utilitas	10%	0.1 TPC
5	Pemeliharaan dan perbaikan dari FCI	7%	Rp 9,777,325,532.01
6	<i>Operating supplies</i> dari Ad. 5	15%	Rp 1,466,598,829.80
7	Laboratorium dari Ad. 5	15%	Rp 1,466,598,829.80
8	<i>Patent</i> dan <i>royalties</i> , dari TPC	1%	0.01 TPC
Jumlah			Rp 176,142,315,192 + 0.11 TPC

Tabel E.10 Tabel *Fixed Charge*

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Depresiasi	10%	Rp 13,967,607,902.88
2	Pajak Kekayaan	2.5%	Rp 3,491,901,975.72
3	Asuransi	1%	Rp 1,396,760,790.29
4	Biaya Sewa, pabrik dianggap tidak menyewa tanah		0
Jumlah			Rp 18,856,270,668.88

Tabel E.11 Tabel *Plant Over-Head Cost*

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Ongkos		Rp 14,308,080,000
2	<i>Supervise</i>		Rp 2,146,212,000
3	Pemeliharaan		Rp 9,777,325,532.01
4	<i>Production Cost</i> , Jumlah Ad. 1-3		Rp 26,231,617,532
5	pengeluaran <i>Plant Overhead cost</i>	70%	Rp 18,362,132,272

Tabel E.12 Tabel *General Expenses*

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Administrasi (<i>Total Poductionoon Cost</i>)	2%	TPC
2	Distribusi dan penjualan	5%	TPC
3	<i>Research and Development</i>	2%	TPC
4	<i>Financing</i>		
Jumlah			9% TPC

$$\begin{aligned}
 \text{Total Production Cost (TPC)} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expenses} \\
 \text{TPC} &= \text{Rp } 213,360,718,133 + 0,20 \text{ TPC} \\
 0,800 \text{ TPC} &= \text{Rp } 213,360,718,133 \\
 \text{TPC} &= \text{Rp } 266,700,897,666
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{HPP (Harga Pokok Produk)} &= \frac{\text{TPC}}{\text{Kapasitas Produksi}} \\
 &= \text{Rp } 266,700,897,666
 \end{aligned}$$

150000

$$\begin{aligned} &= \text{Rp} \quad 1,778,005.98 \text{ /ton} \\ &= \text{Rp} \quad 1,778.01 \text{ /kg} \end{aligned}$$

General Expenses, (Rp)

$$\begin{aligned} \text{Gross Earning (laba kotor)} &= \text{Total Penjualan} - \text{Total Production Cost} \\ &= \text{Rp} \quad 337,500,000,000 - \text{Rp} \quad 266,700,897,666 \\ &= \text{Rp} \quad 70,799,102,334 \\ \text{Laba bersih} &= \text{laba kotor} - \text{pajak pendapatan} \\ &= \text{Rp} \quad 70,799,102,334 - \text{Rp} \quad 33,983,569,120 \\ &= \text{Rp} \quad 36,815,533,214 \end{aligned}$$

E 5.3 Analisa Ekonomi

Analisa Ekonomi dilakukan menggunakan metode *Discounted cash flow*, yaitu *cashflow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun permisalan yang dipakai sebagai berikut :

1. Modal
 - a. Modal sendiri (*equity*) = 60%
 - b. Modal Pinjaman bank (*loan*) = 40%
2. Bunga bank = 8.25% per tahun (Bank BNI)
(Sumber: www.ojk.go.id, diakses tanggal 27 Maret 2022)
3. Laju inflasi = 2.18% per tahun (Bank Indonesia)
(Sumber: www.bi.go.id, diakses tanggal 27 Maret 2022)
4. Masa konstruksi 2 tahun
 - a. Tahun pertama menggunakan 50% modal sendiri (*equity*)
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 dengan 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, sebesar = 10%
7. Umur pabrik diperkirakan sebesar 10 tahun dengan depresiasi sebesar = 10%
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)

A. Perhitungan Biaya Total Produksi

$$\begin{aligned} \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{Depresiasi} \\ &= \text{Rp } 266,700,897,666.13 - \text{Rp } 13,967,607,902.88 \\ &= \text{Rp } 252,733,289,763.26 \end{aligned}$$

Berdasarkan data diatas, didapatkan biaya operasi untuk kapasitas produksi tahun I adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Biaya operasi I tahun} &= \text{Kapasitas produksi tahun I} \times \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} \\ &= 60\% \times \text{Rp } 252,733,289,763.26 \\ &= \text{Rp } 151,639,973,857.96 \end{aligned}$$

Biaya operasi untuk kapasitas produksi tahun II dan III juga dihitung menggunakan cara tersebut, sehingga didapatkan hasil sebagai berikut:

Tabel E.12 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 60%, 80%, dan 100%

Tahun	Kapasitas Produksi	Biaya Operasi
I	60%	Rp 151,639,973,857.96
II	80%	Rp 202,186,631,810.61
III	100%	Rp 252,733,289,763.26

B. Perhitungan Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tiak 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 E.13 Modal Pinjaman Bank (*Loan*) Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman Bank (<i>Loan</i>)		
		Pengeluaran	Bunga = 8.25%	Jumlah
-2	30%	Rp 19,718,975,862.88	Rp -	Rp 19,718,975,862.88
-1	70%	Rp 46,010,943,680.06	Rp 1,626,815,509	Rp 47,637,759,188.75
0	0%	Rp -	Rp 5,556,930,642	Rp 5,556,930,641.76
Modal Pinjaman Bank (<i>Loan</i>) Pada Akhir Masa Konstruksi				Rp 72,913,665,693.39

Tabel E.14 Modal Sendiri (*Equity*) Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri (<i>Equity</i>)		
		Pengeluaran	Inflasi = 2.18%	Jumlah
-2	50%	Rp 49,297,439,657	Rp -	Rp 49,297,439,657
-2	50%	Rp 49,297,439,657	Rp 1,074,684,185	Rp 50,372,123,842
0	0%	Rp -	Rp 2,172,796,484	Rp 2,172,796,484

Modal Sendiri (Equity) pada Akhir Masa Konstruksi	Rp 101,842,359,983
--	---------------------------

Berdasarkan data diatas, didapatkan bahwa:

$$\begin{aligned}
 \text{Total investasi pada} &= \text{Load pada akhir masa} &+ & \text{Equity pada akhir} \\
 \text{akhir masa konstruksi} &= \text{konstruksi} & & \text{masa konstruksi} \\
 &= \text{Rp } 72,913,665,693 &+ & \text{Rp } 101,842,359,983 \\
 &= \text{Rp } 174,756,025,677
 \end{aligned}$$

C. Perhitungan Harga Penjualan

Berdasarkan *cash flow*, apabila kapasitas produksi 100% maka didapatkan harga penjualan

$$\text{Harga penjualan produk garam industri} = \text{Rp } 337,500,000,000$$

E.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:

$$\sum \frac{CF}{(1+n)^n} = \text{Total modal akhir masa konstruksi}$$

n = Tahun

CF = *Net Cash Flow* pada tahun ke-n

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 E.15 Hasil Perhitungan Tingkat Bunga (IRR)

Tahun ke-	Cashflow	Discounted Cashflow	
		0.485495545	0.35
-2	Rp -	Rp -	Rp -
-1	Rp -	Rp -	Rp -
0	Rp -	Rp -	Rp -
1	Rp 55,369,870,471	Rp 37,273,669,832	Rp 41,014,718,868
2	Rp 72,626,799,109	Rp 32,911,994,110	Rp 39,850,095,533
3	Rp 89,883,727,747	Rp 27,419,972,492	Rp 36,532,531,727
4	Rp 90,508,965,515	Rp 18,586,866,799	Rp 27,249,373,839
5	Rp 91,134,203,283	Rp 12,598,668,046	Rp 20,324,157,826
6	Rp 91,759,441,051	Rp 8,539,307,204	Rp 15,158,217,993
7	Rp 92,384,678,819	Rp 5,787,626,253	Rp 11,304,817,972
8	Rp 93,009,916,586	Rp 3,922,459,119	Rp 8,430,612,089
9	Rp 93,635,154,354	Rp 2,658,255,666	Rp 6,286,877,733
10	Rp 94,260,392,122	Rp 1,801,423,011	Rp 4,688,042,683

Working Capital Invesment (WCI)	Rp 30,141,007,523	Rp -
	Rp 181,641,250,054	Rp 210,839,446,264

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

Total *present value* (PV) = Rp 181,641,250,054

Kemudian, *goal seek* nilai *trial* IRR (i) hingga didapatkan nilai total *present value* (PV) = nilai total modal akhir masa konstruksi, sehingga didapatkan :

IRR = 35% per tahun.

Berdasarkan hasil perhitungan di atas didapatkan bahwa nilai IRR > nilai bunga bank (MARR). Hal ini membuktikan bahwa **pabrik ini layak untuk didirikan** dengan kondisi

tingkat suku bunga bank = 8.25% per tahun.

E.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 E.16 Hasil Perhitungan *Accumulative Cash Flow*

Tahun Ke - n	<i>Net Cash Flow</i>	<i>Accumulative Cash Flow</i>
-2	Rp -	Rp -
-1	Rp -	Rp -
0	Rp -	Rp -
1	Rp 55,369,870,471	Rp 55,369,870,471
2	Rp 72,626,799,109	Rp 127,996,669,580
3	Rp 89,883,727,747	Rp 217,880,397,328
4	Rp 90,508,965,515	Rp 308,389,362,843
5	Rp 91,134,203,283	Rp 399,523,566,126

Pabrik akan balik modal saat nilai investasi \leq nilai *accumulative cashflow*.

Apabila :

Investasi = Rp 174,756,025,677

Maka, berdasarkan tabel di atas, didapatkan bahwa :

nilai *accumulative cash flow* = nilai investasi

saat di antara tahun ke - 2 dan 3

Oleh karena itu, dilakukan interpolasi terhadap nilai *accumulative cash flow* saat tahun ke - 2 dan 3 untuk menentukan waktu pengembalian modal

(POT), sehingga didapatkan :

Waktu pengembalian modal (POT) = 2.6 tahun.

E.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.

Berdasarkan data diatas dan perhitungan pada sheet

Biaya tetap saat kapasitas 100% = Rp 23,057,870,755

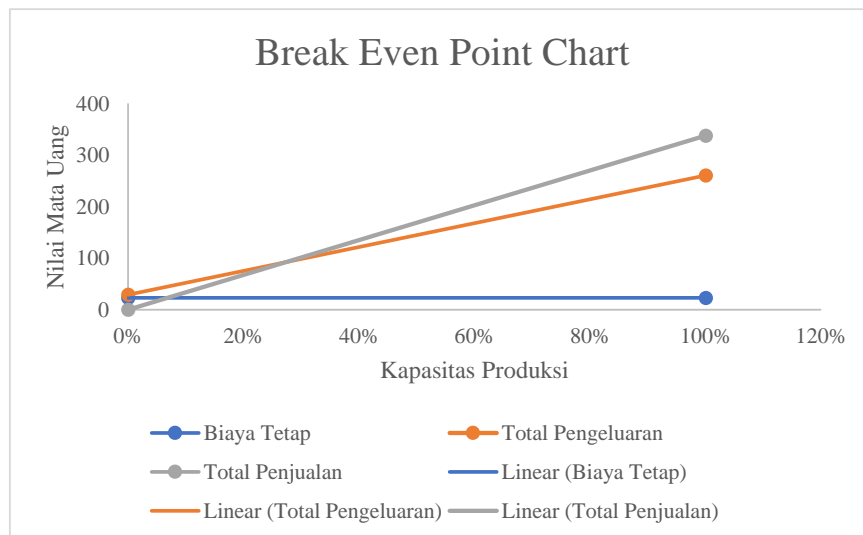
Biaya tetap saat kapasitas 0%	= Biaya tetap saat kapasitas 100%
	= Rp 23,057,870,755
Total pengeluaran saat kapasitas 100%	= FC + VC + SVC
	= Rp 260,319,512,141
Total pengeluaran saat kapasitas 0%	= FC + (0.3 x SVC)
	= Rp 29,032,999,445
Total penjualan saat kapasitas 100%	= Rp 337,500,000,000
Total penjualan saat kapasitas 0%	= Rp -

Maka didapatkan nilai :

FC	= Rp 23,057,870,755
VC	= Rp 177,491,435,804
SVC	= Rp 76,850,109,845
S	= Rp 337,500,000,000

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + (0.3 \times \text{SVC})}{\text{S} - (0.7 \times \text{SVC}) - \text{VC}} \times 100\% \\
 &= 0.43 \\
 &= 43\%
 \end{aligned}$$



Gambar C.2 Grafik Analisa Titik Impas (Break Even Point, BEP)

<i>Cost</i>	Kapasitas Produksi	
	0%	100%
Biaya Tetap	23	23
Total Pengeluaran	29	260
Total Penjualan	0	338

BIODATA PENULIS I



UKA NAWANTI ISLAMİYAH dilahirkan di Surabaya, 05 Agustus 2000, merupakan anak pertama dari 2 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di SDN Plemahan 02 Jombang (2006-2012), SMPN 1 Mojoagung (2012-2015) dan SMAN 1 Jombang (2015-2018). Selepas lulus pada tahun 2018, penulis kemudian melanjutkan jenjang pendidikan sarjana (D-IV) di Departemen Teknik Kimia Industri, Falkutas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya pada Tahun 2018 dan terdaftar dengan NRP 10411810000041. Selama perkuliahan, penulis pernah aktif mengikuti Latihan Keterampilan Manajemen Mahasiswa (LKMM) yaitu LKMM Pra-TD hingga LKMM TD. Penulis turut aktif mengikuti dalam kegiatan organisasi kemahasiswaan yaitu ICHEVO 2019 HIMA D3KKIM 2018/2019 menjabat sebagai staff *Organizing Committee*. Selain itu penulis aktif HIMA DEKKIM ITS periode kepengurusan 2019/2020 menjabat sebagai Sekretaris Umum II serta HIMA DEKKIM ITS periode kepengurusan 2020/2021 menjabat sebagai Sekretaris I. Selain kegiatan non akademis, Pada tahun 2021, penulis berkesempatan melakukan Magang Reguler di PT Garam Sumenep pada Laboratorium Kantor Pusat. Apabila terdapat kritik dan saran yang dapat membangun mengenai EOP penulis, ataupun segala bentuk komunikasi yang ingin dilakukan dengan penulis mengenai EOP ini, dapat menghubungi email ukaislamiyah05@gmail.com, Uka Nawanti Islamiyah | LinkedIn , serta nomor 085235898898.

BIODATA PENULIS II



AFRIZAL ROZI AFANDY dilahirkan di Surabaya, 09 Oktober 1999, merupakan anak kedua dari 2 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di TK Wachid Hasyim Surabaya, SDN Rungkut Kidul 3 Surabaya (2006-2012), SMPN 35 Surabaya (2012-2015) dan SMAN 16 Surabaya (2015-2018). Setelah lulus dari SMAN tahun 2018, Penulis mengikuti Tes Reguler Jalur Vokasi dan diterima di Departemen Teknik Kimia Industri FV - ITS pada tahun 2018 dan terdaftar dengan NRP 10411810000059. Semasa kuliah, penulis yang akrab disapa Ojik ini aktif dalam beberapa kegiatan organisasi kampus, contohnya sebagai pengurus aktif HIMA DEKKIM ITS di staff Badan Semi Otonom (BSO) ICHEVO periode kepengurusan 2019-2020, CEO Badan Semi Otonom (BSO) ICHEVO periode kepengurusan 2020-2021. Selain kegiatan non akademis, penulis aktif di kegiatan akademis sebagai asisten laboratorium pada mata kuliah Mekanika Fluida (2020). Penulis juga berkesempatan melakukan kegiatan magang di PT. GARAM (persero) camplong, sampang Madura, Jawa Timur (2021) dan Praktik Kerja Lapangan (PKL) di PPSD Migas Cepu, Jawa Timur (2022). Apabila terdapat kritik dan saran yang dapat membangun mengenai EOP penulis, ataupun segala bentuk komunikasi yang ingin dilakukan dengan penulis mengenai EOP ini, dapat menghubungi email afrizalrozi336@gmail.com, serta nomor 089616747462. Penulis bertempat tinggal di Jl. Rungkut Kidul No 25A RT 01 RW 02 Kec Rungkut Kota Surabaya, Provinsi Jawa Timur, 60293.