

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



**TUGAS PRA DESAIN PABRIK KIMIA  
“GARAM INDUSTRI DARI GARAM RAKYAT”**

**Disusun oleh:**

**Reynaldi Bagaskara Kusuma W.P**  
NRP. 0221164000086

**Muhariadi Harjuno Kartodirdjo**  
NRP. 0221164000119

**Pembimbing:**

**Dr. Ir. Sri Rachmania Juliastuti, M.Eng**  
NIP. 19590730 198603 2 001

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

**LABORATORIUM PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI DAN BIOMASSA  
SURABAYA**

**2021**

## LEMBAR PENGESAHAN

Tugas Pra Desain Pabrik Kimia dengan judul:

### Pra Desain Pabrik Garam Industri Dari Garam Rakyat

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

Disusun oleh :

**Reynaldi Bagaskara Kusuma Wardana Putra**      **NRP. 0221164000086**  
**Muhariadi Harjuno Kartodirdjo**                      **NRP. 02211640000119**

Disetujui oleh Dosen Pembimbing dan Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Dr. Ir.Sri Rachmania Juliastuti, M.Eng  
(Dosen Pembimbing I)
2. Ir. Nuniek Hendrianie, M.T.  
(Dosen Pembimbing II)
3. Dr. Eng. R. Darmawan, S.T., M.T.  
(Dosen Penguji I)
4. Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng  
(Dosen Penguji II)
5. Dr. Kusdianto, S.T., M.Sc, Eng  
(Dosen Penguji III)

*Rachmania*  
.....

*Nuniek*  
.....

*Darmawan*  
.....

*Heru*  
.....

*Kusdianto*  
.....



Surabaya, 5 Maret 2021

## PRA DESAIN PABRIK GARAM INDUSTRI DARI GARAM RAKYAT

Nama : 1. Reynaldi Bagaskara Kusuma Wardana Putra (02211640000086)  
 2. Muhariadi Harjuno Kartodirdjo (02211640000119)  
 Departemen : Teknik Kimia  
 Dosen Pembimbing : 1. Dr. Ir.Sri Rachmania Juliastuti, M.Eng.  
 2. Ir. Nuniek Hendrianie, M.T.

### INTISARI

Garam merupakan kumpulan senyawa kimia yang komposisi utamanya terdiri dari Natrium Klorida (NaCl) dengan zat-zat pengotor berupa  $\text{CaSO}_4$ ,  $\text{MgSO}_4$ ,  $\text{MgCl}_2$ , dan lain-lain. Garam dapat diperoleh dengan beberapa cara yaitu penguapan air laut dengan sinar matahari, penambangan batuan garam (*rock salt*) serta dari sumur air garam (*brine*). Berdasarkan pemanfaatannya, garam dibagi menjadi 2 kelompok yaitu garam konsumsi dan garam industri. Berdasarkan Permenprin no. 84 tahun 2014, kadar NaCl pada garam konsumsi adalah minimal 94%, sedangkan kadar NaCl pada garam industri dibutuhkan kadar yang lebih tinggi tergantung jenis industrinya. Pada industri perminyakan, tekstil, dan penyamakan kulit dibutuhkan kadar NaCl lebih dari 97,5%, pada industri petrokimia dibutuhkan kadar NaCl lebih dari 96%, dan pada industri farmasi dibutuhkan kadar NaCl lebih dari 99,8%.

Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini direncanakan mulai beroperasi tahun 2025 dengan kapasitas produksi sebesar 50.000 ton/tahun. Lokasi pendirian pabrik ini direncanakan di Cirebon, Jawa Barat. Kota Cirebon dipilih ketersediaan bahan baku yang paling tinggi di Kota Cirebon yaitu sebesar 435,4 ribu ton dengan luas lahan 3858 Ha. Lokasi pemasaran di daerah Jawa Barat dimana terdapat PT Asahimas Chemical, PT Sulfindo Adiusaha, PT Pabrik Kertas Noore dan PT Eco Paper yang memerlukan garam industri sebagai bahan baku. Dalam pemenuhan kapasitas tahunan, pabrik akan beroperasi kontinyu 24 jam per hari selama 320 hari. Dengan bahan baku sebesar 7.746 kg/jam dapat dihasilkan produk garam industri sebesar 6.935 kg/jam. Proses produksi garam industri dari garam rakyat dapat diuraikan menjadi 4 tahapan proses.

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

Tahap kedua adalah tahap pencucian dan pemisahan. Pada tahap pencucian, garam dicuci menggunakan larutan *brine* agar pengotor seperti NaOH,  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  dan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  hilang. Proses pencucian dilakukan secara 2 tahap, dimana pencucian I menggunakan *Mixer Tank I*, sedangkan pencucian II menggunakan *Screw Washer*. Pada pencucian I, garam rakyat dari *Silo I* dialirkan ke *Mixer Tank I*. Selanjutnya, garam rakyat yang telah tercuci dikirimkan ke *Screw Washer*. Pencucian II ini dimaksudkan untuk menyempurnakan proses pencucian I mengingat garam rakyat yang berasal dari lahan pegaraman hanya berkadar NaCl 80-90 %. Kemudian, garam rakyat hasil pencucian dari *Screw Washer* dialirkan ke *Centrifuge* untuk dilakukan proses pemisahan. Pada *Centrifuge*, garam rakyat dipisahkan antara kristal garam dengan larutannya, dimana kristal garam akan menempel pada dinding *Centrifuge*, sedangkan larutannya akan keluar dari *Centrifuge*.

Tahap ketiga adalah tahap pengeringan dan pengemasan. Garam dari *centrifuge* akan dialirkan menuju *Rotary Dryer* untuk dilakukan proses pengeringan. Proses pengeringan ini bertujuan untuk mengurangi kadar air dalam garam agar kemurnian garam dapat meningkat sesuai dengan standar SNI. Lalu, garam dari *Rotary Dryer* akan dibawa oleh *Screw Conveyor IV* menuju *Rotary Cooler*. Dalam *Rotary Cooler* dilakukan proses pendinginan agar suhu garam tidak terlalu panas. Kemudian, garam dibawa oleh *Screw Conveyor II* menuju *Roll Crusher II* untuk dilakukan proses *size reduction* agar ukurannya menjadi lebih kecil. Setelah itu, garam disortir pada alat *Screener II* untuk dipisahkan antara garam yang ukurannya telah

sesuai standard dengan garam yang ukurannya tidak sesuai standard. Garam yang ukurannya telah sesuai standard akan ditampung dalam *Silo* II dan akan langsung menuju proses pengemasan, sedangkan garam yang tidak sesuai standard akan dibawa oleh *Screw Conveyor* VI menuju *Brine Mixer Tank* I untuk dijadikan sebagai bahan baku pembuatan *brine*.

Tahap keempat adalah tahap persiapan *brine*. Pada *Brine Mixer Tank* I, garam dicampurkan dengan air melalui proses pengadukan menggunakan *agitator* agar garam larut di dalam air. Kemudian, *brine* dialirkan menuju *Mixer Tank* I dan *Screw Washer*. Selain itu, *brine* juga diperoleh dari *recycle brine* dari *Mixer Tank* I dan *Screw Washer* yang ditampung dalam *Brine Tank* I. Kemudian, *brine* tersebut dialirkan ke *Brine Mixer Tank* II untuk direaksikan dengan NaOH, Ca(OH)<sub>2</sub>, dan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> agar terbentuk inti endapan dari pengotor dalam *brine*. Lalu, dilakukanlah pengendapan terhadap campuran *brine* dan koagulan di dalam *Clarifier*. Endapan pengotor akan dialirkan ke SWTP, sedangkan *brine* yang telah bersih akan dialirkan menuju *Brine Tank* II dan dialirkan menuju *Brine Mixer Tank* I.

Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini dirancang sebagai perusahaan yang berbadan hukum Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi garis dan *staff*. Untuk dapat mendirikan pabrik dengan kapasitas produksi sebesar 50.000 ton/tahun, maka diperlukan total modal investasi sebesar Rp198.017.322.247 dan total biaya produksi sebesar Rp Rp145.690.814.612 dengan estimasi hasil penjualan sebesar Rp 226.346.500.000 per tahun. Estimasi umur pabrik ini adalah 10 tahun dengan *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 25,71 %, *Pay Out Time* (POT) 4,4 tahun, dan *Break Even Point* (BEP) sebesar 37 %.

## PRE DESIGN PLANT OF INDUSTRIAL SALT FROM SOLAR SALT

Name : 1. Reynaldi Bagaskara Kusuma Wardana Putra (02211640000086)  
 2. Muhariadi Harjuno Kartodirdjo (02211640000119)  
 Departement : Teknik Kimia  
 Advisor : 1. Dr. Ir.Sri Rachmania Juliastuti, M.Eng  
 2. Ir. Nuniek Hendrianie, M.T.

### ABSTRACT

Salt is a collection of chemical compounds whose main composition consisted of Sodium Chloride (NaCl) with impurities in the form of  $\text{CaSO}_4$ ,  $\text{MgSO}_4$ ,  $\text{MgCl}_2$ , and others. Salt could be obtained in several ways, namely evaporation of sea water by sunlight, mining rock salt and from salt water wells (brine). Based on its utilization, salt is divided into 2 groups namely consumption salt and industrial salt. Based on Permenprin no. 84 of 2014, NaCl levels in consumption salt were a minimum of 94%, while NaCl levels in industrial salts were needed higher levels depending on the type of industry. In the petroleum, textile and leather tanning industries, NaCl levels of more than 97,5% are required, in the petrochemical industry NaCl levels of more than 96% are required, and in the pharmaceutical industry more than 99,8% NaCl levels are required.

The Pre Design Plant of Industrial Salt from Solar Salt were planned to operate in 2025 with a production capacity of 50.000 tons/year. The location of the establishment of the plant was planned Cirebon, West Java. The city of Cirebon has the highest availability of raw materials in the city of Cirebon, amounting to 435.4 thousand tons with a land area of 3858 hectares. Marketing locations in West Java where PT Asahimas Chemical, PT Sulfindo Adiusaha, PT Kertas Kertas Noore and PT Eco Paper are in need of industrial salt as raw material to meet its annual capacity, the plant will be operated continuously 24 hours per day for 320 days. With raw materials of 7.746 kg/hour could be produced industrial salt products of 6.935 kg/hour. The process of industrial salt production from community salt could be broken down into 4 process steps.

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

The second step was the washing and separation. In the washing step, the salt was washed using brine solution so that impurities such as NaOH,  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  and  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  were lost. The washing process was carried out in 2 step, where the 1<sup>st</sup> washing step was used a Mixer Tank I and the 2<sup>nd</sup> washing step was used a Screw Washer. In 1<sup>st</sup> washing step, the solar salt from Silo I was streamed to Mixer Tank I. Furthermore, the washed solar salt was sent to the Screw Washer. The 2<sup>nd</sup> washing step was intended to perfect the 1<sup>st</sup> washing step considering that the solar salt content which come from soaking land was only 80-90% NaCl. Then, the washed solar salt from the Screw Washer was streamed to the Centrifuge for the separation process. In Centrifuge, the solar salt was separated between salt crystals and the solution, where salt crystals would stick to the walls of the Centrifuge, while the solution would come out of the Centrifuge.

The third step was the drying and packaging. Salt from the centrifuge will be streamed to the Rotary Dryer for drying process. This drying process was aimed to reduce the water content in salt so that the purity of salt could be increase in accordance with SNI standards. Then, the salt from the Rotary Dryer would be carried by the Screw Conveyor IV to the Rotary Cooler. In the Rotary Cooler, the cooling process is carried out so that the salt temperature was not too hot. Then, the salt was carried by Screw Conveyor II to Roll Crusher II for a size reduction process to make it smaller. After that, the salt was sorted on a Screener II device to be separated between salts that have been sized according to standards and salts that were not sized according to standards. Salts whose size is in accordance with the standard would be accommodated in Silo II and would go directly to the packaging process, while salt that was not in accordance with the standard will be carried by Screw Conveyor VI to Brine Mixer Tank I to be

used as raw material for making brine.

The fourth step is the brine preparation. In Brine Mixer Tank I, salt was mixed with water through a stirring process using an agitator so that the salt dissolves in the water. Then, the brine was flown to the Mixer Tank I and the Screw Washer. In addition, the brine was also obtained from the recycle brine from Mixer Tank I and Screw Washer which was accommodated in Brine Tank I. Then, the brine was streamed to Brine Mixer Tank II to be reacted with NaOH,  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , and  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  to form a core of sediment from impurity in brine. Then, deposition of the brine and coagulant mixture was carried out in Clarifier. Dirt sediment would be streamed to SWTP, while clean brine would be streamed to Brine Tank II and streamed to Brine Mixer Tank I.

The Pre Design Plant of Industrial Salt from Solar Salt was designed as a Limited Liability Company (PT) with a line and staff organization system. To be able to set up a factory with a production capacity of 50.000 tons/year, a total investment capital of Rp Rp198.017.322.247 and a total production cost of Rp Rp145.690.814.612 with an estimated sales proceeds of Rp 226.346.500.000 per year. The estimated age of this plant was 10 years with an Internal Rate of Return (IRR) of 25,71%, Pay Out Time (POT) 4,4 years, and Break Even Point (BEP) of 37%.

## KATA PENGANTAR

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

### **“PRA DESAIN PABRIK GARAM INDUSTRI DARI GARAM RAKYAT”**

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

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

1. Tuhan Yang Maha Esa yang senantiasa memberikan kemudahan dan petunjuk dalam menghadapi berbagai kesulitan.
2. Ibu Dr. Widyastuti, S.T.,M.T. selaku Kepala Departemen S1 Teknik Kimia FTIRS-ITS.
3. Bapak Dr. Kusdianto, S.T., M.Sc., Eng. selaku Sekretaris Departemen I Bidang Akademik dan Kemahasiswaan Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS.
4. Ibu Dr. Orchidea Rachmaniah, S.T., M.T. selaku Kepala Laboratorium Pengolahan Limbah Industri dan Biomassa, Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS.
5. Ibu Dr. Ir. Sri Rachmania Juliastuti M.Eng dan Ibu Ir. Nuniek Hendrianie, M.T. selaku Dosen Pembimbing Laboratorium Pengolahan Limbah Industri dan Biomassa, Departemen Teknik Kimia FT-IRS ITS atas bimbingan, saran dan motivasi yang telah diberikan.
6. Bapak dan Ibu Dosen pengajar dan seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS.
7. Orang tua dan seluruh keluarga yang telah memberikan dukungan, doa, dan kasih sayang kepada kami.
8. Teman-teman dari Laboratorium Pengolahan Limbah Industri dan Biomassa
9. Semua teman-teman Angkatan K56
10. Semua pihak yang telah banyak membantu, yang tidak dapat kami sebutkan satu-persatu.

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

Surabaya, 19 Februari 2021

Penyusun

## DAFTAR ISI

<b>LEMBAR PENGESAHAN</b> .....	i
<b>INTISARI</b> .....	ii
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	vi
<b>DAFTAR ISI</b> .....	vii
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	viii
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	ix
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	1
I.1 Tinjauan Pasar Produk.....	1
I.2 Teknologi Produksi dan Seleksi Proses .....	2
<b>BAB II DATA DASAR PERANCANGAN</b> .....	6
II.1 Ketersediaan dan Kualitas Bahan Baku dan Produk.....	6
II.2 Kapasitas .....	9
II.3 Lokasi dan Ketersediaan Utilitas.....	13
<b>BAB III URAIAN PROSES TERPILIH</b> .....	21
III.1 Diagram Blok .....	21
III.2 Diagram Alir Proses.....	21
III.3 Uraian Proses.....	22
<b>BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI</b> .....	25
IV.1 Neraca Massa .....	25
IV.2 Neraca Energi.....	55
<b>BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN</b> .....	62
V.1 Daftar Peralatan .....	62
V.2 Daftar dan Harga Peralatan .....	79
V.3 Tata Letak Pabrik Secara Garis Besar .....	80
V.4 P&ID Alat Utama dan <i>Preliminary HAZOP</i> .....	81
<b>BAB VI ANALISA EKONOMI DAN DAMPAK TERHADAP LINGKUNGAN</b> .....	85
VI.1 Asumsi-asumsi .....	85
VI.2 <i>CAPEX dan OPEX</i> .....	85
VI.3 <i>NPV, IRR, POT</i> , Sensitivitas terhadap <i>IRR</i> .....	85
VI.4 Aspek Sosial dan Lingkungan .....	86
<b>BAB VII KESIMPULAN</b> .....	89
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	91
<b>LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA DAN ENERGI</b>	
<b>LAMPIRAN B PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN</b>	
<b>LAMPIRAN C PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI</b>	



## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar I.1</b> Diagram Proses Pencucian dengan Brine ( <i>Washing</i> ) .....	2
<b>Gambar I.2</b> Diagram Proses Vacuum Pan.....	3
<b>Gambar I.3</b> Diagram Proses Open Pan .....	3
<b>Gambar II.1</b> Peta Lahan Ladang Garam dan Produksi Garam di Pulau Jawa.....	6
<b>Gambar II.2</b> Sepuluh Besar Daerah Produsen Garam Rakyat.....	6
<b>Gambar II.3</b> Grafik Regresi Jumlah Impor Garam Industri Di Indonesia .....	10
Tahun 2015-2019	
<b>Gambar II.4</b> Grafik Regresi Jumlah Ekspor Garam Industri Di Indonesia.....	11
Tahun 2015-2019	
<b>Gambar II.5</b> Grafik Regresi Jumlah Produksi Garam Industri Di Indonesia.....	12
Tahun 2015-2019	
<b>Gambar II.6</b> Grafik Regresi Jumlah Konsumsi Garam Industri Di Indonesia.....	13
Tahun 2015-2019	
<b>Gambar II.7</b> Peta Lahan Ladang Garam dan Produksi Garam di Pulau Jawa.....	14
<b>Gambar II.8</b> Sepuluh Besar Daerah Produsen Garam Rakyat.....	14
<b>Gambar II.9</b> Penilaian Pemilihan Lokasi Pabrik dengan Menggunakan Metode AHP .....	18
<b>Gambar II.10</b> Bobot Penilaian Pemilihan Lokasi Pabrik dengan Menggunakan Metode AHP.....	19
<b>Gambar II.11</b> Lokasi Cirebon di Provinsi Jawa Barat .....	19
<b>Gambar III.1</b> Diagram Blok Proses Pembuatan Garam Industri dengan Proses.....	21
Pencucian dengan <i>Brine (Washing)</i>	
<b>Gambar III.2</b> PFD Pembuatan Garam Industri Dari Garam Rakyat .....	21
<b>Gambar V.1</b> Tata Letak Pabrik Secara Garis Besar .....	80
<b>Gambar V.2</b> P&ID Alat Utama.....	81
<b>Gambar VI.1</b> Grafik Sensitifitas IRR terhadap bahan baku (garam rakyat) dan produk.....	86
(garam industri)	

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel I.1</b> Perbandingan Pemilihan Proses .....	4
<b>Tabel II.1</b> Perbandingan Lokasi Sumber Bahan Baku, Jarak Bahan Baku dengan Pabrik .....	7
<b>Tabel II.2</b> Spesifikasi Garam Rakyat ( <i>Dry Basis</i> ) Berdasarkan Ion.....	7
<b>Tabel II.3</b> Spesifikasi Garam Rakyat ( <i>Wet Basis</i> ) Berdasarkan Senyawa .....	7
<b>Tabel II.4</b> Komposisi <i>Soda Ash</i> .....	8
<b>Tabel II.5</b> Kualitas Garam Industri ( <i>Wet Basis</i> ) Berdasarkan Senyawa .....	9
<b>Tabel II.6</b> Data Jumlah Impor Garam Industri Di Indonesia Tahun 2015-2019 .....	10
<b>Tabel II.7</b> Data Jumlah Ekspor Garam Industri Di Indonesia Tahun 2015-2019 .....	10
<b>Tabel II.8</b> Data Jumlah Produksi Garam Industri Di Indonesia Tahun 2015-2019 .....	11
<b>Tabel II.9</b> Data Jumlah Konsumsi Garam Industri Di Indonesia Tahun 2015-2019 .....	12
<b>Tabel II.10</b> Perbandingan Lokasi Sumber Bahan Baku, Jarak Bahan Baku dengan Pabrik .....	15
<b>Tabel II.11</b> Lokasi Pemasaran Garam Industri.....	15
<b>Tabel II.12</b> Kapasitas Produksi Kompetitor dan Jarak Lokasi Kompetitor dengan Pabrik .....	16
<b>Tabel II.13</b> Perbandingan Aksesibilitas dan Parameter .....	16
<b>Tabel II.14</b> Data Statistik Angkatan Kerja Banten - Jawa Barat Agustus 2018 .....	18
<b>Tabel IV.1</b> Neraca Massa <i>Belt Conveyor I</i> (J-112).....	25
<b>Tabel IV.2</b> Neraca Massa <i>Bucket Elevator I</i> (J-113).....	26
<b>Tabel IV.3</b> Neraca Massa <i>Roll Crusher I</i> (C-110).....	26
<b>Tabel IV.4</b> Neraca Massa <i>Screener I</i> (H-113) .....	27
<b>Tabel IV.5</b> Neraca Massa <i>Bucket Elevator II</i> (J-114).....	28
<b>Tabel IV.6</b> Neraca Massa <i>Belt Conveyor II</i> (J-211).....	29
<b>Tabel IV.7</b> Neraca Massa <i>Silo I</i> (F-213).....	29
<b>Tabel IV.8</b> Neraca Massa <i>Brine Mixer Tank I</i> (M-210) .....	30
<b>Tabel IV.9</b> Neraca Massa <i>Brine Mixer Tank II</i> (M-410) Pada Saat <i>Start Up</i> .....	31
<b>Tabel IV.10</b> Neraca Massa Pada <i>Splitter Point</i> .....	32
<b>Tabel IV.11</b> Neraca Massa Pada <i>Splitter Point</i> .....	33
<b>Tabel IV.12</b> Neraca Massa <i>Screw Washer</i> (J-220).....	34
<b>Tabel IV.13</b> Neraca Massa <i>Centrifuge</i> (H-230) .....	35
<b>Tabel IV.14</b> Neraca Massa <i>Brine Tank I</i> (F-421).....	36
<b>Tabel IV.15</b> Neraca Massa <i>Brine Mixer Tank III</i> (M-420) .....	37
<b>Tabel IV.16</b> Neraca Massa <i>Clarifier</i> (H-422) .....	38
<b>Tabel IV.17</b> Neraca Massa <i>Brine Tank II</i> (F-423) .....	39
<b>Tabel IV.18</b> Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (B-310) .....	40
<b>Tabel IV.19</b> Neraca Massa <i>Screw Conveyor I</i> (J-321) .....	41
<b>Tabel IV.20</b> Neraca Massa <i>Rotary Cooler</i> (B-320) .....	42
<b>Tabel IV.21</b> Neraca Massa <i>Belt Conveyor IV</i> (J-323).....	42
<b>Tabel IV.22</b> Neraca Massa <i>Bucket Elevator IV</i> (J-324).....	43
<b>Tabel IV.23</b> Neraca Massa <i>Cyclone I</i> (H-314) .....	44
<b>Tabel IV.24</b> Neraca Massa <i>Cyclone II</i> (H-322) .....	45
<b>Tabel IV.25</b> Neraca Massa Pada <i>Meeting Point</i> Udara .....	46
<b>Tabel IV.26</b> Neraca Massa <i>Roll Crusher II</i> (C-330).....	47
<b>Tabel IV.27</b> Neraca Massa <i>Screener II</i> (H-331).....	49
<b>Tabel IV.28</b> Neraca Massa <i>Silo II</i> (F-332).....	50
<b>Tabel IV.29</b> Neraca Massa <i>Screw Conveyor II</i> (J-412).....	51
<b>Tabel IV.30</b> Neraca Massa <i>Heater</i> (E-313) .....	51
<b>Tabel IV.31</b> Neraca Massa <i>Blower I</i> (G-312) .....	52
<b>Tabel IV.32</b> Neraca Massa <i>Blower II</i> (G-315) .....	52
<b>Tabel IV.33</b> Neraca Massa <i>Air Filter</i> (H-311) .....	53
<b>Tabel IV.34</b> Neraca Massa <i>Baghouse Filter</i> (H-334).....	54
<b>Tabel IV.35</b> Data <i>Heat Capacity</i> Komponen .....	55
<b>Tabel IV.36</b> Neraca Energi <i>Brine Mixer Tank II</i> (M-410) Pada Saat <i>Start Up</i> .....	56
<b>Tabel IV.37</b> Neraca Energi <i>Brine Mixer Tank II</i> (M-420).....	57

<b>Tabel IV.38</b> Neraca Energi <i>Rotary Dryer</i> (B-310).....	58
<b>Tabel IV.39</b> Neraca Energi <i>Rotary Cooler</i> (B-320).....	59
<b>Tabel IV.40</b> Neraca Energi <i>Heater</i> (E-313) .....	60
<b>Tabel V.1</b> Spesifikasi Gudang Bahan Baku (F-111).....	62
<b>Tabel V.2</b> Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> I (J-112) .....	62
<b>Tabel V.3</b> Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> I (J-113).....	62
<b>Tabel V.4</b> Spesifikasi <i>Roll Crusher</i> I (C-110) .....	63
<b>Tabel V.5</b> Spesifikasi <i>Screener</i> I (H-113).....	63
<b>Tabel V.6</b> Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> II (J-114).....	63
<b>Tabel V.7</b> Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> II (J-211) .....	64
<b>Tabel V.8</b> Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> III (J-212) .....	64
<b>Tabel V.9</b> Spesifikasi Silo I (F-213).....	65
<b>Tabel V.10</b> Spesifikasi <i>Brine Mixer Tank</i> I (M-210) .....	65
<b>Tabel V.11</b> Spesifikasi <i>Screw Washer</i> (J-220) .....	66
<b>Tabel V.12</b> Spesifikasi <i>Centrifuge</i> (H-230) .....	66
<b>Tabel V.13</b> Spesifikasi <i>Air Filter</i> (H-313) .....	66
<b>Tabel V.14</b> Spesifikasi <i>Blower</i> I (G-312) .....	67
<b>Tabel V.15</b> Spesifikasi <i>Blower</i> II (G-315) .....	67
<b>Tabel V.16</b> Spesifikasi <i>Heater</i> (E-313) .....	67
<b>Tabel V.17</b> Spesifikasi <i>rotarydryer</i> (B-310) .....	68
<b>Tabel V.18</b> Spesifikasi <i>Cyclone</i> I (H-314) .....	68
<b>Tabel V.19</b> Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> I (J-321).....	69
<b>Tabel V.20</b> <i>Rotary Cooler</i> (B-320).....	69
<b>Tabel V.21</b> Spesifikasi <i>cyclone</i> II.....	69
<b>Tabel V.22</b> Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> III (J-323).....	70
<b>Tabel V.23</b> Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> IV (J-324).....	70
<b>Tabel V.24</b> Spesifikasi <i>Roll Crusher</i> II (C-330) .....	71
<b>Tabel V.25</b> Spesifikasi <i>Screener</i> II (H-331) .....	71
<b>Tabel V.26</b> Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> V (J-332).....	71
<b>Tabel V.27</b> Spesifikasi <i>Silo</i> II (F-333) .....	72
<b>Tabel V.28</b> Spesifikasi <i>Salt Storage</i> (F-334) .....	72
<b>Tabel V.29</b> Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> II (J-412).....	72
<b>Tabel V.30</b> Spesifikasi <i>Brine Mixer Tank</i> I (M-410) .....	73
<b>Tabel V.31</b> Spesifikasi <i>Pump</i> I (L-411) .....	73
<b>Tabel V.32</b> Spesifikasi <i>Brine Tank</i> I (F-421) .....	74
<b>Tabel V.33</b> Spesifikasi <i>Brine Mixer Tank</i> I (M-420) .....	75
<b>Tabel V.34</b> Spesifikasi <i>clarifier</i> (H-422) .....	75
<b>Tabel V.35</b> Spesifikasi <i>Brine Tank</i> II (F-423).....	76
<b>Tabel V.36</b> Spesifikasi <i>Pump</i> II (L-424) .....	76
<b>Tabel V.37</b> <i>NaOH Storage Tank</i> (F-425) .....	76
<b>Tabel V.38</b> Spesifikasi <i>Ca(OH)<sub>2</sub> Storage Tank</i> (F-426) .....	77
<b>Tabel V.39</b> Spesifikasi <i>Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> Storage Tank</i> (F-427).....	77
<b>Tabel V.40</b> Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> IV (J-428).....	78
<b>Tabel V.41</b> Spesifikasi <i>Baghousefilter</i> (B-335).....	78
<b>Tabel V.42</b> Daftar dan Harga Peralatan .....	79
<b>Tabel V.43</b> Preliminary <i>HAZOP Alat Utama</i> .....	82
<b>Tabel VI.1</b> Parameter Perhitungan Ekonomi .....	85
<b>Tabel VI.2</b> Sensitivitas IRR terhadap harga jual Garam Industri/ton.....	86
<b>Tabel VII.1</b> Perbandingan Kualitas Produk dengan Standard SNI .....	90



# BAB I

## PENDAHULUAN

### I.1 Tinjauan Pasar Produk

Indonesia sebagai Negara kepulauan memiliki lautan yang menghasilkan berbagai sumber daya hayati dan non-hayati yang sangat besar. Laut banyak menyimpan potensi alam yang dapat dimanfaatkan, antara lain adalah garam. Selama ini garam banyak dimanfaatkan oleh manusia sebagai salah satu komposisi untuk membuat berbagai jenis makanan dengan takaran tertentu.

Garam merupakan salah satu kebutuhan yang merupakan pelengkap dari kebutuhan pangan dan merupakan sumber elektrolit bagi tubuh manusia. Walaupun Indonesia termasuk negara maritim, namun usaha meningkatkan produksi garam belum diminati, termasuk dalam usaha meningkatkan kualitasnya. Di lain pihak untuk kebutuhan garam dengan kualitas baik (kandungan kalsium dan magnesium kurang) banyak diimpor dari luar negeri, terutama dalam hal ini garam beryodium serta garam industri.

Dalam ilmu kimia, garam dapur disebut dengan *Sodium Chloride* (NaCl). NaCl merupakan salah satu senyawa kimia yang sangat penting. Akibat perubahan teknologi, penggunaan garam dapur tidak hanya pada sektor pangan saja namun juga dimanfaatkan untuk sektor-sektor lainnya yang diantaranya adalah sektor industri kimia dan farmasi. Dalam sektor ini, NaCl dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan soda. Sedangkan dalam industri farmasi, NaCl digunakan sebagai bahan pencampur obat – obatan (termasuk sebagai bahan utama industry minuman isotonik). 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.

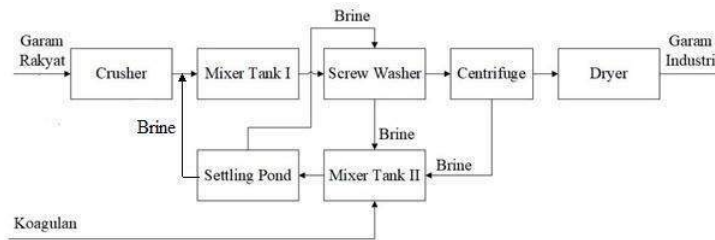
Kementerian Koordinator Maritim dan Investasi (Kemendagri) mengatakan, terjadi kenaikan kebutuhan garam di 2020, yang tadinya hanya berkisar 3 juta - 4,2 juta ton kini menjadi 4,5 juta ton. Bahan baku ini akan disalurkan kepada industri *Chlor Alkali Plant* (CAP) untuk memenuhi permintaan industri kertas dan petrokimia sebesar 2.488.500 Ton. Selain itu, bahan baku tersebut juga didistribusikan pada industri farmasi dan kosmetik sebesar 6.846 Ton, serta industri aneka pangan 535.000 Ton. Sisanya, kebutuhan bahan baku garam sebanyak 740.000 Ton didistribusikan kepada sejumlah industri, seperti industri pengasinan ikan, industri penyamakan kulit, industri pakan ternak, industri tekstil dan resin, industri pengeboran minyak, serta industri sabun dan detergen. target produksi garam nasional pada 2020 badalah sekitar 3 juta sampai 4 juta ton, dan kemudian Indonesia berhasil melakukan produksi sebesar 3,5 juta ton. Artinya, Indonesia sudah bisa memenuhi target produksinya. Produksi garam di Indonesia sebenarnya sudah lebih baik dari tahun- tahun sebelumnya, di tahun sebelumnya, Indonesia belum dapat memenuhi produksi garam nasional karena produksi garam di Indonesia seringkali lebih mengandalkan produksi petani tambak lokal. Selain itu, teknik produksi dan peralatan yang digunakan pada proses produksi garam belum modern, serta produksi garam yang masih bergantung cuaca sehingga hanya memungkinkan produksi garam dalam masa 4 bulan (Kementerian Kelautan dan Perikanan, 2010). Masa produksi garam di Indonesia relatif pendek jika dibandingkan dengan Australia karena cuaca di Australia lebih cocok untuk produksi garam hingga 8 bulan dengan jumlah lebih banyak dan kualitas lebih tinggi.

Oleh karena itu, Pendirian pabrik Garam Industri di Indonesia dengan kapasitas yang cukup besar dirasa perlu, karena di peruntukkan mengurangi tingkat impor garam industri di Indonesia yang masih cukup tinggi dan kebutuhan garam industri terus meningkat setiap tahunnya.

## I.2 Teknologi Produksi dan Seleksi Proses

### I.2.1 Teknologi Produksi

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

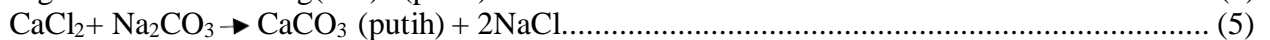
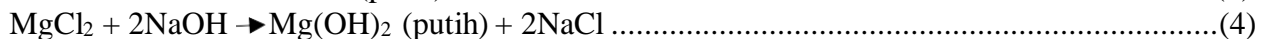
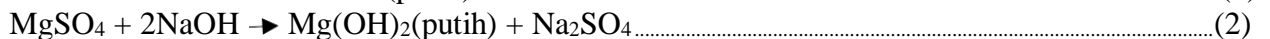
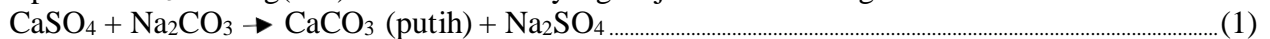


**Gambar I.1** Diagram Proses Pencucian dengan *Brine* (*Washing*)

Proses pencucian garam dengan benar dapat membantu peningkatan kualitas garam. Proses ini tidak hanya dapat membersihkan garam dari lumpur, tetapi dapat menghilangkan impuritan seperti senyawa-senyawa Mg, Ca, dan kandungan zat pereduksi lainnya. Di bawah ini adalah uraian mengenai proses pencucian garam :

1. Pencucian dapat meningkatkan kadar NaCl serta mengurangi zat pengotor seperti Mg, Ca, SO<sub>4</sub>, dan kotoran-kotoran lainnya.
2. Kandungan Mg ≤ 10gr/Liter.

Gabungan dari proses pencucian dan pelarutan cepat ketika proses produksi garam bertujuan mengurangi zat pengotor dalam garam. Penghilangan zat pengotor dari produk garam dilakukan melalui proses kimia. Salah satunya dengan menambahkan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> dan NaOH hingga terbentuk endapan CaCO<sub>3</sub> dan Mg(OH)<sub>2</sub>. Reaksi kimia yang terjadi adalah sebagai berikut :



Proses pencucian garam dilakukan menggunakan larutan garam jenuh (*brine*) secara berulang, agar kotoran hilang dari permukaan garam. Menurut Nelson Saksono (2002), zat yang bersifat pereduksi dan higroskopis yang ada dalam garam merupakan zat yang sangat berperan besar terhadap penghilangan Iodium dalam garam melalui proses redoks dalam suasana asam karena zat tersebut terbentuk bersamaan dengan pembentukan garam. Kemurnian garam yang didapat melalui proses pencucian biasanya mencapai lebih dari 98 %.

Proses pemurnian garam menggunakan hidroekstraksi, yang dipengaruhi oleh kelarutan NaCl. Pada proses ini, impuritan dalam garam dikeluarkan oleh pelarut berupa *brine*, *brine* kemudian melarutkan pengotor dalam kristal garam, namun garam (NaCl) tidak ikut terlarut. Proses ini dapat mereduksi kandungan pengotor, baik pengotor terlarut maupun tidak terlarut di permukaan dan di dalam kristal garam.

Pelarut berupa *brine* dapat menyebabkan berkurangnya 1- 2% NaCl dalam garam. Namun, jika pelarut yang digunakan berupa air pada proses pemurnian garam, dapat mengurangi 10-40% NaCl dalam garam. Sehingga, penggunaan pelarut berupa *brine* berperan besar dalam mengurangi pengurangan NaCl dalam garam.

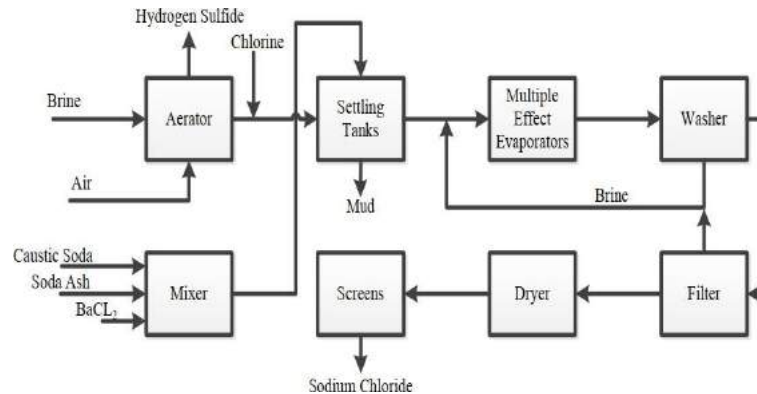
Kelarutan partikel garam terhubung kuat dengan ukuran partikel. Yaitu, jika ukuran partikel lebih kecil, luas permukaan akan meningkat. Semakin besar permukaan meningkatkan interaksi dengan pelarut sehingga dapat meningkatkan kelarutan. Pengecilan ukuran partikel garam mempermudah peningkatan kelarutan yang efisien, dapat direproduksi, dan ekonomis (Ima, 2017).

Mikronisasi adalah teknik pengecilan ukuran partikel garam dengan mengubah ukuran partikel dari ukuran 10 mm menjadi 4 mm. Mikronisasi dapat dilakukan dengan teknik tradisional dan modern. Teknik tradisional mikronisasi beracu pada gesekan agar ukuran partikel dapat mengecil, seperti *milling*, *grinding*, dan *crushing*. Teknik modern mikronisasi mengikuti sifat-sifat cairan superkritis dengan memanipulasi prinsip-prinsip kelarutan untuk menginduksi keadaan jenuh yang mengarah pada pengendapan partikel individu, seperti proses RESS (Ekspansi Cepat Solusi

*Supercritical*), metode SAS (*Supercritical Anti-Solvent*) dan metode PGSS (*Partikel dari Gas Saturated Solutions*) (Ima, 2017).

Pada proses *washing* mikronisasi dilakukan menggunakan teknik *crushing*. Mikronisasi tidak dapat meningkatkan kelarutan ekuilibrium garam, namun dapat meningkatkan laju disolusi dengan memperbesar luas permukaan sehingga bahan aktif lebih mudah larut dari partikel garam (Ima, 2017). Sehingga, sebelum proses pencucian garam dilakukan, dilakukan *pre-treatment process* berupa *crushing* garam.

## 2 Proses Vacuum Pan (*Multiple Effect Evaporator*)

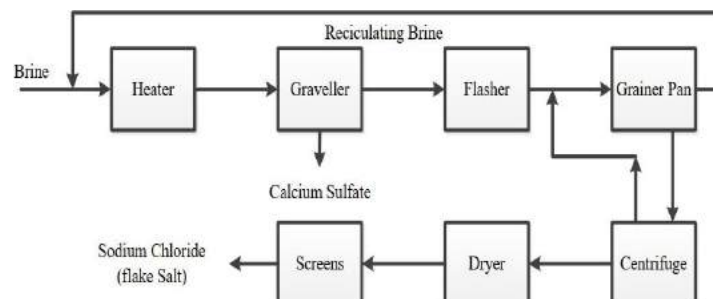


**Gambar I.2** Diagram Proses Vacuum Pan

Pada proses *vacuum pan* biasanya digunakan leburan garam rakyat yang berasal dari dalam tanah atau laut. Pertama-tama, leburan garam dari air dalam tanah memiliki kadar H<sub>2</sub>S yang terlarut dalam garam NaCl dengan kadar maksimum 0,015%. Perlakuan pendahuluan dari bahan baku garam rakyat adalah dengan aerasi untuk menghilangkan kandungan *hidrogen sulfide*. Penambahan sedikit *chlorine* dimaksudkan untuk mempercepat penghilangan H<sub>2</sub>S dalam garam rakyat. Setelah proses aerasi kemudian diumpungkan dalam tangki pengendap untuk mengendapkan lumpur atau *solid* yang tidak diinginkan.

Proses pengendapan dibantu dengan penambahan campuran *caustic soda*, *soda ash* dan *barium chloride* sehingga didapatkan larutan garam. Setelah proses pengendapan, kemudian larutan garam dipisahkan dengan evaporator multi efek (*multiple effect evaporator*). Larutan garam pekat kemudian dicuci dengan *brine* untuk memurnikan garam. Larutan garam kemudian difiltrasi pada filter untuk proses pemisahan garam dan larutan *brine*. Garam yang terpisah kemudian ditambahkan kalium yodat untuk penambahan kandungan yodium pada garam. Garam yang telah dimurnikan kemudian dikeringkan pada *dryer* dan kemudian disaring untuk mendapatkan ukuran yang seragam. Garam (*sodium chloride*) kemudian siap dikemas dan dipasarkan.

## 3 Proses Open Pan (*The Grainer Process*)



**Gambar I.3** Diagram Proses Open Pan

Pembuatan garam dengan proses *open pan* menggunakan bahan baku garam rakyat yang berasal dari proses pemanasan air laut. Proses ini disebut juga proses *Grainer*, dimana air laut dituangkan dengan cara memanaskan pada *heater* pada suhu 230°F (110°C). Garam rakyat panas kemudian diumpungkan pada *graveler* yang memiliki fungsi untuk memisahkan *calcium sulfate* pada garam rakyat. Garam rakyat kemudian didinginkan pada *flasher* dengan suhu yang dijaga agar garam

(NaCl) masih dalam kondisi larut dalam air. Garam rakyat dingin kemudian diumpankan ke *open pan* yang berfungsi untuk menguapkan air dengan suhu operasi 205°F (96°C) sehingga dihasilkan kristal garam yang kemudian dipisahkan dari *mother liquor* pada *centrifuge*. *Mother liquor* kemudian *direcycle* kembali pada *open pan*, sedangkan kristal garam yang terpisah kemudian ditambahkan kalium yodat untuk penambahan kandungan yodium pada garam. Garam (*sodium chloride*) kemudian dikeringkan pada *dryer* dan kemudian disaring untuk mendapatkan ukuran yang seragam. Garam (*sodium chloride*) kemudian siap dikemas dan dipasarkan.

### I.2.2 Pemilihan Proses

Berdasarkan uraian proses yang telah dijelaskan, maka dapat disimpulkan perbandingan dari masing-masing proses seperti pada tabel berikut:

**Tabel I.1** Perbandingan Pemilihan Proses

Parameter	Macam Proses		
	Vacuum Pan	Open Pan	Pencucian dengan brine (washing)
Bahan Baku Utama	Garam Rakyat	Garam Rakyat	Garam Rakyat
Bahan Baku Samping	Soda Ash, Caustic Soda, Air	Air	Brine, Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> , NaOH
Kadar NaCl	99-99,8%	98,5-99,4 %	> 98 %
Peralatan	Mahal	Mahal	Murah
Utilitas	Mahal	Mahal	Ekonomis
Instrumentasi	Mahal	Mahal	Sederhana

Dari uraian diatas terlihat bahwa dengan proses Pencucian dengan Brine lebih menguntungkan dibandingkan dengan proses *Vacuum Pan* dan *Open Pan*. Keuntungan dari proses Pencucian dengan Brine adalah menggunakan bahan baku yang mudah didapat yaitu garam rakyat dengan harga relatif murah. Yield produk yang dihasilkan juga telah memenuhi standart SNI 06-0303-1989 yaitu minimal 98%. Sehingga produk yang dihasilkan memenuhi standar pasar. Selain itu instrumentasi dan utilitas yang digunakan juga ekonomis dan sederhana sehingga harga peralatan menjadi lebih murah. Kekurangan dari Proses Pencucian dengan Brine adalah masih terdapat kandungan CaSO<sub>4</sub>, MgCl<sub>2</sub> dan MgSO<sub>4</sub> dalam garam hasil produksi walaupun dalam jumlah yang kecil. Tetapi secara keseluruhan, produk yang dihasilkan masih tetap dapat memenuhi SNI 06-0303-1989





## BAB II DATA DASAR PERANCANGAN

### II.1 Ketersediaan dan Kualitas Bahan Baku dan Produk

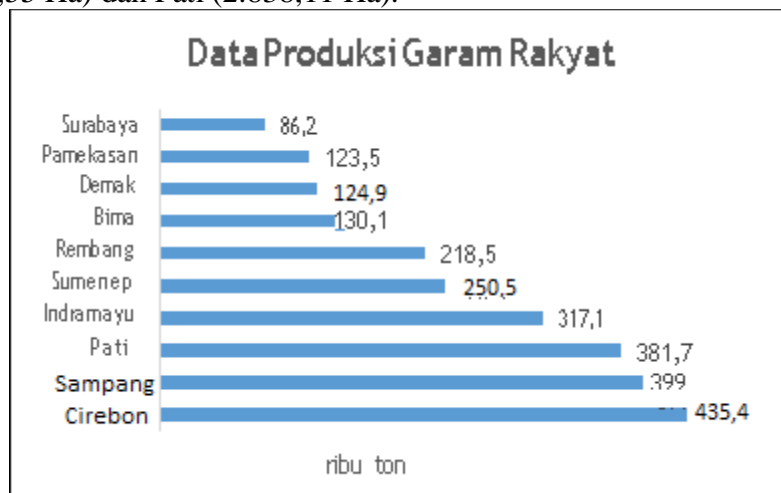
Garam yang didapat merupakan bahan baku utama yang didapatkan dari petani garam. Garam terbuat dari air laut yang memiliki kadar garam tinggi. Panjang garis pantai negara Indonesia sekitar 99.093 km, dengan demikian, Indonesia memiliki potensi bahan baku garam yang sangat besar. Bahan baku garam yang digunakan oleh pabrik ini berasal dari Kabupaten Bima, Nusa Tenggara Barat. memproduksi garam rakyat sekitar 90.755.205 Ton/Tahun (KKP, 2020). Sehingga, hal ini adalah potensi bagus terhadap industri garam dan semua industri dengan kebutuhan bahan berbasis garam.

Menurut Kementerian Kelautan dan Perikanan, ketersediaan lahan ladang garam dan produksi garam di Pulau Jawa dapat dilihat pada Gambar II.1



**Gambar II.1** Peta Lahan Ladang Garam dan Produksi Garam di Pulau Jawa

Dari peta ketersediaan lahan ladang garam dan produksi garam di pulau Jawa yang memiliki ketersediaan luas lahan yang besar berada di daerah Cirebon (3.858 Ha), Sampang (3.064,55 Ha) dan Pati (2.838,11 Ha).



**Gambar II.2** Sepuluh Besar Daerah Produsen Garam Rakyat

Berdasarkan Gambar II.2 dari data tersebut terdapat daerah dengan produksi tertinggi yaitu Cirebon (435,4 ribu ton), Sampang (399 ribu ton), Pati (381,7 ribu ton) dan Indramayu (317,1 ribu ton). Pengembangan produk berbasis garam rakyat potensial dilakukan di Cirebon ketika mempertimbangkan jarak dengan bahan baku karena produksi garam rakyat terbesar berasal dari Cirebon. Selain itu, Cirebon juga berdekatan dengan Indramayu yang juga memproduksi garam rakyat dalam jumlah terbesar ke empat. Berikut merupakan perbandingan jarak dan jumlah bahan baku berdasarkan data pada Tabel II.1 dari setiap lokasi:

**Tabel II.1** Perbandingan Lokasi Sumber Bahan Baku, Jarak Bahan Baku dengan Pabrik

Lokasi Pabrik	Lokasi Bahan Baku Terdekat	Produksi Bahan Baku (Ton/Tahun)	Jarak Antara Bahan Baku dan Pabrik (km)
Cirebon	Cirebon	435.439	10
	Indramayu	317.122,36	54
	Brebes	53.629,5	66
	Karawang	8446	158
Cilegon	Tidak ada sumber bahan baku di sekitar pabrik	Tidak ada sumber bahan baku di sekitar pabrik	Tidak ada sumber bahan baku di sekitar pabrik

Bahan baku utama yang digunakan adalah “Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat” adalah garam dengan spesifikasi sebagai berikut :

- a. Rumus Molekul : NaCl
- b. Sifat Fisik
  - Berat molekul : 58,44 g/mol
  - Titik lebur : 801°C
  - Warna : putih
  - Bau : tidak berbau
  - Kelarutan dalam air : 35,9 mg/100 ml (25°C)
  - Bentuk : kristal
  - Specific Gravity : 2,163
  - Melting Point : 800,4°C
  - Boiling Point : 1.413°C
  - Solubility, CW : 35,7 kg/100 kg H<sub>2</sub>O (H<sub>2</sub>O = 0°C)
  - Solubility, HW : 39,8 kg/100 kg H<sub>2</sub>O (H<sub>2</sub>O = 100°C)
- c. Sifat Kimia
  - Dapat bereaksi dengan asam maupun basa
  - Tidak beracun
  - Mudah dipisahkan dari larutan garam-air

**Tabel II.2** Spesifikasi Garam Rakyat (*Dry Basis*) Berdasarkan Ion

Komponen	Kadar (%)
NaCl	94,53
Ca <sup>2+</sup>	0,52
Mg <sup>2+</sup>	0,48
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	0,59
K <sup>+</sup>	0,83
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	0,3
Br <sup>-</sup>	0,22
IO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	0,0067
Asumsi : sisa komponen adalah Cl <sup>-</sup>	

Dari hasil stoikiometri, ditemukan bahwa spesifikasi garam rakyat (*wet basis*) seperti tabel II.3 dibawah ini menggunakan asumsi *moisture content* sebesar 5 %.

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

Komponen	Kadar (%)
NaCl	89,95
CaSO <sub>4</sub>	0,80

CaCl <sub>2</sub>	0,72
MgCl <sub>2</sub>	1,57
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,34
KCl	1,31
KBr	0,31
KIO <sub>3</sub>	0,01
H <sub>2</sub> O	5,00

Kemudian bahan baku berupa garam disimpan dalam bentuk curah didalam tempat kering dan tertutup rapat. Tempat penyimpanan garam harus jauh dan terlindungi dari api dan sinar matahari langsung, karena panas dari api & sinar matahari menyebabkan penguapan garam yang mengakibatkan ikut menguapnya larutan

Pabrik ini direncanakan untuk beroperasi selama 320 hari kerja/tahun dengan waktu kerja pabrik 24 jam/hari. Selama musim hujan, pabrik melakukan penyediaan bahan baku garam selama 6 bulan produksi untuk mengatasi kekurangan bahan baku garam rakyat.

Dibawah ini merupakan bahan baku tambahan yang digunakan pabrik ini:

### 1. Soda Ash

- a. Rumus Molekul : Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>
- b. Sifat Fisik
  - Berat Molekul : 105,99 g/mol
  - *Spesific Gravity* : 2,533 g/cm<sup>3</sup>
  - Titik Didih : 1.600°C
  - Titik Lebur : 851°C
  - *Melting Point* : 851°C
  - *Boiling Point* : terdekomposisi di atas 851°C
- c. Sifat Kimia
  - Kelarutan dalam air : 22 g/100 ml (20°C)
  - Mudah larut dalam kristal, etanol
  - *Solubility, cold water* : 7,1 kg/ 100 kg H<sub>2</sub>O (H<sub>2</sub>O = 0°C)
  - *Solubility, hot water* : 48,5 kg/ 100 kg H<sub>2</sub>O (H<sub>2</sub>O = 104°C)
  - Kelarutan : Tidak dapat larut dalam alkohol, larut dalam air (220 gram/L air, pada T = 20°C)
  - Bau/rasa : Tidak berbau
  - Keamanan : Debu dapat menyebabkan iritasi pada membran *mucous* paru-paru. kapur (CaCO<sub>3</sub>) yang terkandung dapat menyebabkan iritasi yang lebih parah. Soda abu higroskopis, dapat bereaksi dengan CO<sub>2</sub> di udara sehingga menghasilkan sodium bikarbonat, Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>.NaHCO<sub>3</sub>.2H<sub>2</sub>O. keadaan tersebut menyebabkan terbentuknya gumpalan (Othmer, 1982).
  - Penggunaan : Digunakan untuk menghilangkan garam kalsium dengan pengendapan sebagai kalsium karbonat.

**Tabel II.4** Komposisi Soda Ash

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

### 2. Caustic Soda

- a. Rumus Molekul : NaOH
- b. Sifat Fisik

- Berat Molekul : 40 g/mol
  - *Spesific Gravity* : 2,13 g/cm<sup>3</sup>
  - 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

- a. Rumus molekul : H<sub>2</sub>O
- b. Sifat fisik
- Berat molekul : 18 gram/mol
  - Titik lebur : 0°C
  - Titik didih : 100°C
  - Densitas : 1.000 kg/m<sup>3</sup>
  - Viskositas : 0,001 Pa.s
- c. Sifat kimia
- Pada fase *liquid*, dapat melarutkan zat-zat kimia lain
  - pH = 7

Menurut SK Menteri Perindustrian Nomor 29/M/SK/2/1995 mengenai pengaplikasian Standar Nasional Indonesia (SNI), standar garam industri mengikuti acuan standar garam dari SNI seperti pada **Tabel II.4**.

**Tabel II.5** Kualitas Garam Industri (*Wet Basis*) Berdasarkan Senyawa

Komponen	Kadar (%) SNI	Kadar (%) PRODUK
NaCl	min. 98,00	98,94
CaSO <sub>4</sub>	max. 0,18	0,02
CaCl <sub>2</sub>	max.0,41	0,02
MgCl <sub>2</sub>	max. 0,25	0,05
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	-	0,01
KCl	-	0,04
KBr	-	0,01
KIO <sub>3</sub>	-	0,00
H <sub>2</sub> O	max. 3,16	0,91

Mengikuti standar SNI, pabrik ini ditargetkan dapat menghasilkan produk berupa garam industri yang mengandung NaCl dengan jumlah 98% atau lebih. *Packing* produk garam industri kelak akan di-*packing* dalam sebuah karung yang kering, tertutup rapat, dan tahan terhadap air & sinar matahari. Di dalam 1 karung garam terdapat sebanyak 50 kg garam industri. *Packing* produk ini akan dilakukan pada tempat yang tertutup dan jauh dari air, panas api, dan sinar matahari. Hal yang sama akan diberlakukan pula pada tempat penyimpanan produk garam industri yang telah dikemas.

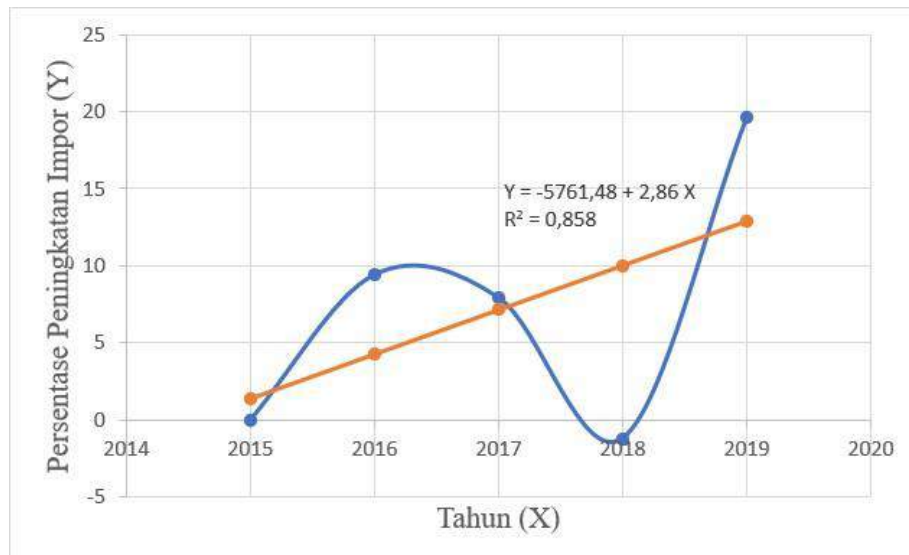
## II.2 Kapasitas

Pendirian pabrik Garam Industri di Indonesia dengan kapasitas produksi yang tinggi sangat diperlukan, karena diperuntukkan untuk mengurangi tingkat impor garam industri di Indonesia yang masih cukup tinggi dan kebutuhan garam industri terus meningkat setiap tahunnya. Hal ini diperkuat dengan data yang diperoleh dari Kementerian Perindustrian Indonesia mengenai kapasitas produksi sesuai data perkembangan impor garam industri di Indonesia pada tahun 2015-2019. Pabrik garam industri ini direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2025 dengan mengacu pada kebutuhan impor, produksi, ekspor, dan konsumsi garam industri di Indonesia pada tahun 2015-2019. Berikut adalah data kebutuhan impor, produksi, ekspor, dan konsumsi garam industri di Indonesia pada tahun 2015-2019.

**Tabel II.6** Data Jumlah Impor Garam Industri Di Indonesia Tahun 2015-2019

Tahun	Jumlah Impor (Ton)	Persentase Peningkatan (%)
2015	1.861.849	-
2016	2.036.556	9,4
2017	2.196.539	7,9
2018	2.170.000	-1,2
2019	2.595.397	19,6

Sumber : Kementerian Perindustrian Indonesia, KKP, dan BPS

**Gambar II.3** Grafik Regresi Jumlah Impor Garam Industri Di Indonesia Tahun 2015-2019

Berdasarkan grafik diatas maka didapatkan persentase peningkatan impor garam industri di Indonesia adalah 7,14% setiap tahun

Perkiraan jumlah impor garam industri di indonesia pada tahun 2025 adalah:

$$\begin{aligned}
 I_n &= I_0 (1+k)^n \\
 &= 2595397 \text{ ton } (1+0.0714)^{(2025-2019)} \\
 &= 2925669 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

$I_n$  = Perkiraan jumlah impor garam industri di indonesia pada tahun 2025

$I_0$  = Jumlah impor garam industri di Indonesia pada tahun 2019

$k$  = Persentase peningkatan impor

$n$  = Lama waktu dari tahun 2019 sampai tahun 2025

**Tabel II.7** Data Jumlah Ekspor Garam Industri Di Indonesia Tahun 2015-2019

Tahun	Jumlah Ekspor (Ton)	Persentase Peningkatan (%)
2015	1705	-
2016	835	-5,1
2017	547	-34,5
2018	193	-64,7
2019	236	22,28

Sumber : Kementerian Perindustrian Indonesia, KKP, dan BPS



**Gambar II.4** Grafik Regresi Jumlah Ekspor Garam Industri Di Indonesia Tahun 2015-2019

Berdasarkan grafik diatas maka didapatkan persentase peningkatan Ekspor garam industri di Indonesia adalah -16,404% setiap tahun

Perkiraan jumlah ekspor garam industri di indonesia pada tahun 2025 adalah:

$$\begin{aligned}
 E_n &= E_0 (1+k)^n \\
 &= 236 \text{ ton } (1-0.16404)^{(2025-2019)} \\
 &= 81 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

$E_n$  = Perkiraan jumlah ekspor garam industri di indonesia pada tahun 2025

$E_0$  = Jumlah ekspor garam industri di Indonesia pada tahun 2019

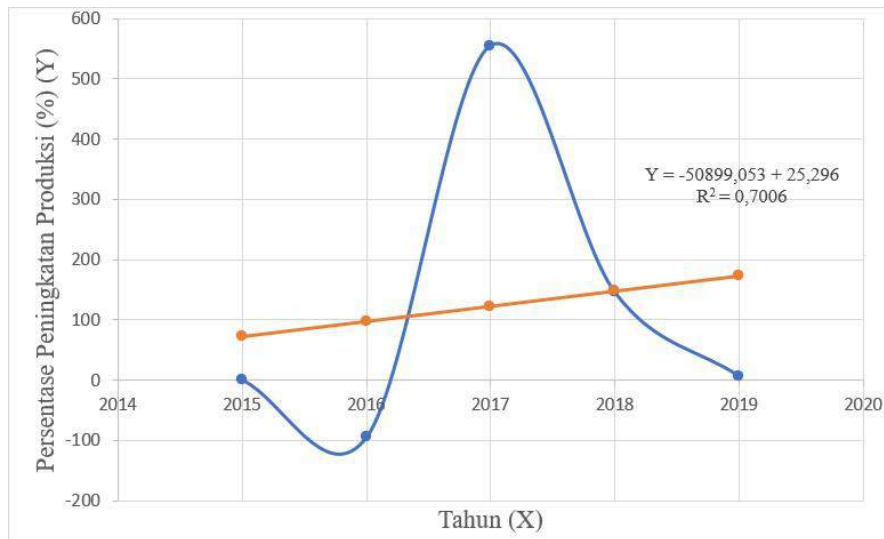
$k$  = Persentase peningkatan ekspor rata-rata

$n$  = Lama waktu dari tahun 2019 sampai tahun 2025

**Tabel II.8** Data Jumlah Produksi Garam Industri Di Indonesia Tahun 2015-2019

Tahun	Jumlah Produksi (Ton)	Persentase Peningkatan (%)
2015	2840000	-
2016	168000	-94,1
2017	1100000	554,8
2018	2700000	145,5
2019	2880331	6,679

Sumber : Kementerian Perindustrian Indonesia, KKP, dan BPS



**Gambar II.5** Grafik Regresi Jumlah Produksi Garam Industri Di Indonesia Tahun 2015-2019

Berdasarkan grafik diatas maka didapatkan persentase peningkatan produksi garam industri di Indonesia adalah 12,576% setiap tahun

Perkiraan jumlah produksi garam industri di indonesia pada tahun 2025 adalah:

$$\begin{aligned}
 P_n &= P_0 (1+k)^n \\
 &= 2880331 \text{ ton } (1+1,22576)^{(2025-2019)} \\
 &= 3101970 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

$P_n$  = Perkiraan jumlah produksi garam industri di indonesia pada tahun 2025

$P_0$  = Jumlah produksi garam industri di Indonesia pada tahun 2019

$k$  = Persentase peningkatan produksi rata-rata

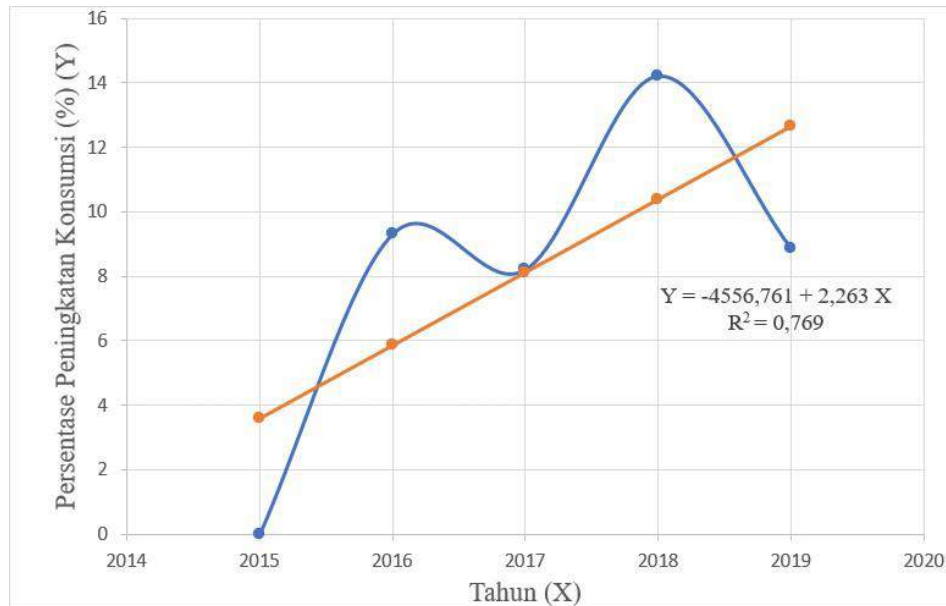
$n$  = Lama waktu dari tahun 2019 sampai tahun 2025

**Tabel II.9** Data Jumlah Konsumsi Garam Industri Di Indonesia Tahun 2015-2019

Tahun	Jumlah Kebutuhan (Ton)	Persentase Peningkatan (%)
2015	2447189	-
2016	2674427	9,3
2017	2894915	8,2
2018	3306819	14,2
2019	3600000	8,866

Sumber : Kementerian Perindustrian Indonesia, KKP, dan BPS





**Gambar II.6** Grafik Regresi Jumlah Konsumsi Garam Industri Di Indonesia Tahun 2015-2019

Berdasarkan grafik diatas maka didapatkan persentase peningkatan konsumsi garam industri di Indonesia adalah 8,113% setiap tahun

Perkiraan jumlah konsumsi garam industri di indonesia pada tahun 2025 adalah:

$$\begin{aligned}
 B_n &= B_0 (1+k)^n \\
 &= 3600000 \text{ ton } (1+0.8113)^{(2025-2019)} \\
 &= 6586986 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

$B_n$  = Perkiraan jumlah konsumsi total garam industri di indonesia pada tahun 2025

$B_0$  = Jumlah konsumsi total garam industri di Indonesia pada tahun 2019

$k$  = Persentase peningkatan kebutuhan total garam industri rata-rata

$n$  = Lama waktu dari tahun 2019 sampai tahun 2025

Berdasarkan data-data diatas didapatkan perkiraan kebutuhan garam industri yang belum terpenuhi pada tahun 2025 :

Kebutuhan garam industri yang belum terpenuhi :

$$\begin{aligned}
 &(\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi}) \\
 &= (81 + 6586986) - (2925669 + 3101970) \\
 &= 500428 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan data diatas ternyata Indonesia masih banyak mengimpor garam industri dari luar negeri, padahal sumber garam rakyat di Indonesia sangat melimpah. Oleh karena itu, untuk mengurangi jumlah impor garam industri di Indonesia pada tahun 2025, maka diputuskan untuk membuat pabrik garam industri dengan kapasitas produksi 50000 ton/tahun untuk memenuhi sekitar 10% kebutuhan garam industri di Indonesia yang masih kurang.

### II.3 Lokasi dan Ketersediaan Utilitas

Letak geografis suatu pabrik mempunyai pengaruh besar terhadap kelangsungan atau keberhasilan pabrik tersebut. Karena itu penentuan lokasi pabrik yang akan didirikan sangat penting dalam perencanaannya. Lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan, harga produk yang semurah mungkin dengan keuntungan yang sebesar mungkin. Idealnya lokasi yang akan dipilih harus dapat memberikan keuntungan jangka panjang baik untuk perusahaan maupun warga sekitar, serta dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas atau menambah kapasitas pabrik tersebut.

Pada pemilihan lokasi pendirian pabrik garam industri, berdasarkan ketersediaan bahan baku, lokasi pemasaran dan aspek kompetitor didapatkan dua alternatif tempat antara lain :

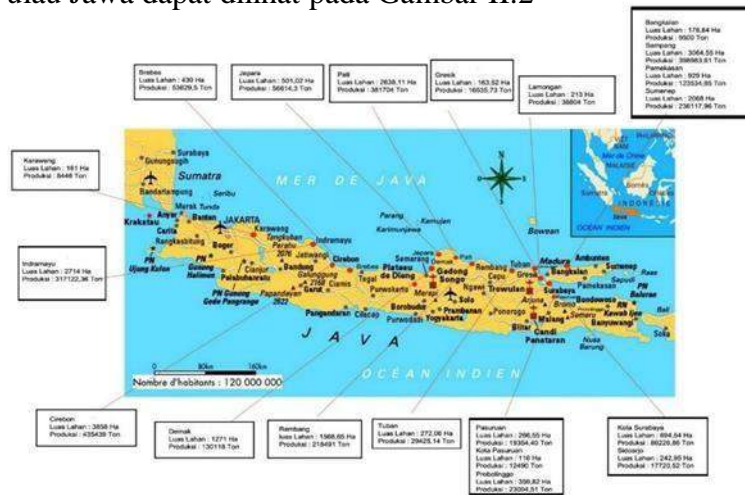
1. Cirebon (Kawasan Industri Plered, Cirebon)
2. Cilegon (Krakatau Industrial Estate Cilegon)

Dalam penentuan lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan dipengaruhi oleh banyak faktor. Lokasi pilihan harus dapat memberikan kemungkinan memperluas atau memperbesar pabrik dan memberikan keuntungan dalam jangka panjang, oleh karena itu, telah dilakukan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Ketersediaan Bahan Baku
- b. Lokasi Pemasaran
- c. Kompetitor
- d. Utilitas
- e. Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi
- f. Kondisi Geografis
- g. Sumber Tenaga Kerja
- h. Hukum dan Peraturan

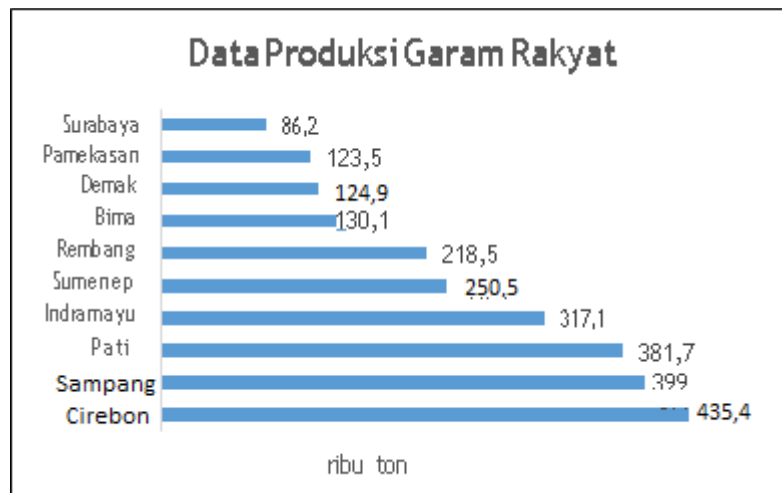
a. Ketersediaan Bahan Baku

Menurut Kementerian Kelautan dan Perikanan, ketersediaan lahan ladang garam dan produksi garam di Pulau Jawa dapat dilihat pada Gambar II.2



**Gambar II.7** Peta Lahan Ladang Garam dan Produksi Garam di Pulau Jawa

Dari peta ketersediaan lahan ladang garam dan produksi garam di pulau jawa yang memiliki ketersediaan luas lahan yang besar berada di daerah Cirebon (3.858 Ha), Sampang (3.064,55 Ha) dan Pati (2.838,11 Ha).



**Gambar II.8** Sepuluh Besar Daerah Produsen Garam Rakyat

Berdasarkan Gambar II.4 dari data tersebut terdapat daerah dengan produksi tertinggi yaitu Cirebon (435,4 ribu ton), Sampang (399 ribu ton), Pati (381,7 ribu ton) dan Indramayu (317,1 ribu ton). Pengembangan produk berbasis garam rakyat potensial dilakukan di Cirebon ketika mempertimbangkan jarak dengan bahan baku karena produksi garam rakyat terbesar berasal dari Cirebon. Selain itu, Cirebon juga berdekatan dengan Indramayu yang juga memproduksi garam rakyat dalam jumlah terbesar ke empat. Berikut merupakan perbandingan jarak dan jumlah bahan baku berdasarkan data pada Tabel II.4 dari setiap lokasi:

**Tabel II.10** Perbandingan Lokasi Sumber Bahan Baku, Jarak Bahan Baku dengan Pabrik

Lokasi Pabrik	Lokasi Bahan Baku Terdekat	Produksi Bahan Baku (Ton/Tahun)	Jarak Antara Bahan Baku dan Pabrik (km)
Cirebon	Cirebon	435.439	10
	Indramayu	317.122,36	54
	Brebes	53.629,5	66
	Karawang	8446	158
Cilegon	Tidak ada sumber bahan baku di sekitar pabrik	Tidak ada sumber bahan baku di sekitar pabrik	Tidak ada sumber bahan baku di sekitar pabrik

#### b. Lokasi Pemasaran

Lokasi pemasaran merupakan salah satu aspek dalam pemilihan lokasi pabrik. Produsen dan konsumen terbesar dari garam Industri berada di daerah Jawa Barat dan Banten. Di daerah Jawa Barat dan Banten banyak terdapat Industri petrokimia, kertas, dan pakan ternak. Dari analisis yang telah dilakukan, konsumen dari garam industri yang berada di sekitar Cilegon diantaranya PT Asahimas Chemical dan PT Sulfindo Adiusaha dengan jarak terjauh 20 km. Sementara konsumen garam industri di sekitar Cirebon diantaranya PT Pabrik Kertas Noore dan PT Eco Paper dengan jarak paling dekat 110 km. Cilegon bisa menjadi salah satu opsi pemilihan lokasi pabrik karena dekat dengan konsumen. Berikut merupakan perbandingan jarak lokasi pasar dengan pabrik, jenis industri dan kapasitas produksi pasar diantara kedua pilihan lokasi pabrik:

**Tabel II.11** Lokasi Pemasaran Garam Industri

No	Lokasi Pabrik	Pemasaran				
		Nama Perusahaan	Jenis Industri	Kapasitas (ton/tahun)	Lokasi Perusahaan	Jarak dengan pabrik (km)
1.	Cirebon	PT Asahimas Chemical	Chlor Alkali Petrochemical	650.000	Cilegon	330
		PT Sulfindo Adiusaha	Chlor Alkali Petrochemical	605.000	Serang	340
		PT Eco Paper	Pulp and Paper	200.000	Subang	110
		PT Pabrik Kertas Noore	Pulp and Paper	45.000	Bekasi	200
		PT Asahimas Chemical	Chlor Alkali Petrochemical	650.000	Cilegon	15
		PT Sulfindo	Chlor	605.000	Serang	20

2.	Cilegon	Adiusaha	Alkali Petrochemical			
		PT Eco Paper	Pulp and Paper	200.000	Subang	226
		PT Pabrik Kertas Noore	Pulp and Paper	45.000	Bekasi	97

### c. Kompetitor

Kompetitor merupakan faktor penting yang berpengaruh dalam operasional pabrik. Kompetitor juga akan menentukan jumlah kapasitas produksi pabrik karena memiliki area sumber bahan baku dan lokasi pemasaran yang sama. Dalam hal ini, kompetitor yang dimaksud adalah pabrik garam industri dari garam rakyat. Berikut merupakan data kapasitas produksi kompetitor dan jarak lokasi kompetitor terdekat dengan pabrik yang akan didirikan

**Tabel II.12** Kapasitas Produksi Kompetitor dan Jarak Lokasi Kompetitor dengan Pabrik

No.	Lokasi Pabrik	Kompetitor			
		Nama Perusahaan	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)	Lokasi	Jarak Lokasi dengan Pabrik (Km)
1.	Cirebon	PT Niaga Garam Cemerlang	60.000	Cirebon	26
		PT Saltindo Perkasa Karawang	75.000	Karawang	150
2.	Cilegon	PT. Chetam Garam Industri	160.000	Cilegon	5
		PT Saltindo Perkawa Karawang	60.000	Karawang	172

### d. Utilitas

Sumber energi juga merupakan faktor yang berpengaruh dalam keberlangsungan suatu pabrik. Berdasarkan Statistik PLN 2017, berikut merupakan data kapasitas terpasang dan daya mampu di Satuan Jawa-Bali.

Cirebon dan Cilegon sebagai opsi pemilihan lokasi pabrik berada pada Satuan PLN Jawa-Bali dimana energi listrik pada wilayah tersebut saling terintegrasi. Daya Mampu yang dihasilkan pada PLN Jawa-Bali sebanyak 26.014,85 MW dan diorientasikan untuk kebutuhan rumah tangga dan industri.

Untuk sarana penyedia air diperoleh dari sungai yang ada di sekitar Cirebon, yaitu sungai Ciberes maupun air laut Jawa. Sementara untuk daerah cilegon, sarana penyedia air didapat dari laut Jawa. Bahan bakar industri berupa minyak bumi dapat diperoleh dari PT Pertamina Persero.

### e. Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi

Aksesibilitas dan fasilitas transportasi juga menjadi faktor dalam memilih lokasi pabrik. Penyediaan bahan baku, akses transportasi maupun pemasaran tentu akan membutuhkan faktor ini agar pabrik dapat berjalan dengan baik. Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi ini melingkupi jalan, bandara, stasiun dan pelabuhan.

**Tabel II.13** Perbandingan Aksesabilitas dan Parameter

No	Aksesibilitas	Parameter	Lokasi Pabrik	
			Cilegon	Cirebon

1.	Akses Jalan	Fasilitas Jalan Tol	Jalan Tol Tangerang - Merak	Jalan Tol Jakarta - Palimanan
		Jarak Pabrik dengan Gerbang Tol Terdekat	Gerbang Tol Cilegon Barat (3 km)	Gerbang Tol Plumbon (1.5 km)
2.	Akses Pelabuhan	Fasilitas Pelabuhan Peti Kemas	Pelabuhan Merak	Pelabuhan Cirebon
		Jarak Pabrik Dengan Pelabuhan Peti Kemas	12 km	10.2 km
3.	Akses Kereta	Fasilitas Stasiun Kereta	Stasiun Cilegon	Stasiun Cirebon Prujakan
		Jarak Pabrik dengan Stasiun Kereta	3 km	10 km
4.	Akses Bandara	Fasilitas Bandara Internasional	Bandar Udara Internasional Soekarno Hatta	Bandar Udara Internasional Kertadjati
		Jarak Bandara Udara dengan Pabrik	111 km	53 km

Berdasarkan data pada Tabel II.8 diatas, Cilegon memiliki jarak yang lebih dekat dengan akses stasiun kereta. Sementara itu, lokasi Cirebon memiliki jarak yang lebih dekat dengan akses jalan tol, pelabuhan peti kemas dan bandar udara. Jika dilihat dari perbandingan aksesibilitas, lokasi Cirebon lebih diunggulkan dibandingkan Cilegon.

#### f. Kondisi Geografis

Kondisi geografis menjadi bagian penting dalam penentuan lokasi pabrik. Kondisi geografis memberikan analisa dan rasa aman dari bencana jika suatu pabrik berdiri di suatu tempat. Iklim menjadi faktor penting jika melihat bahan baku garam rakyat yang membutuhkan faktor cuaca dalam proses pembuatannya.

##### ➤ Topografi

Potensi terjadinya pergeseran tanah pada wilayah KIEC Cilegon tergolong rendah. Hal tersebut menyebabkan pabrik layak didirikan di daerah tersebut jika ditinjau dari potensi pergeseran tanah. wilayah cirebon termasuk dalam wilayah dengan potensi pergeseran tanah yang rendah dan potensial untuk didirikan pabrik di tempat tersebut. Krakatau Industrial Estate Cilegon berada pada daerah dengan kemiringan 0- 8%. Kawasan Industri Plered Cirebon berada pada daerah dengan kemiringan lahan 0-8% sehingga memiliki akses yang mudah dan tidak memiliki pengaruh yang berarti dalam pendirian bangunan.

##### ➤ Iklim

Berdasarkan letak geografisnya, Kota Cilegon berada dibagian paling ujung sebelah Barat Pulau Jawa dan terletak pada posisi: 5052'24'' - 6004'07'' LS dan 105054'05'' - 106005'11'' BT.

- Suhu rata-rata : 26,60C
- Curah Hujan rata-rata : 178 mm/tahun
- Kelembapan Udara : 78%
- Tekanan Udara : 1011,1 mb
- Tekanan uap air : 27,3% (Sumber: Bappeda Kota Cilegon, 2020)

Berdasarkan letak geografisnya, wilayah kabupaten Cirebon berada pada posisi 108°40' - 108°48' Bujur Timur dan 6°30' - 7°00' Lintang Selatan.

- Suhu rata – rata : 28°C

- Kelembapan udara : 49-93%
  - Curah hujan : 0 – 3,317 mm
  - Kecepatan angin : 5 - 35 km/jam
- (Sumber: Bappeda Kota Cirebon, 2020)

#### g. Tenaga kerja

Ketersediaan sumber daya manusia menjadi hal penting yang harus dipertimbangkan dalam rencana suatu pabrik. Lingkungan yang memiliki lebih banyak sumber tenaga kerja yang memenuhi tentunya akan lebih ideal untuk dijadikan target pembangunan suatu pabrik, karena akan lebih mudah mempekerjakan masyarakat sekitar dibandingkan masyarakat daerah lain. Berikut merupakan data perbandingan angkatan kerja Provinsi Banten dan Jawa Barat:

**Tabel II.14** Data Statistik Angkatan Kerja Banten - Jawa Barat Agustus 2018

No.	Parameter	Banten	Jawa Barat
1.	Penduduk berumur diatas 15 tahun	9.181.000	35.960.000
2.	Angkatan kerja	5.829.000	22.630.000
	Bekerja	5.332.000	20.780.000
	Pengangguran	497.000	1.850.000
3.	Bukan angkatan kerja	3.351.000	13.340.000
	Sekolah	873.000	3.040.000
	Mengurus rumah tangga	2.098.000	8.990.000
	Lainnya	378.000	1.310.000
4.	Tingkat Partisipasi Angkatan Kerja	63.49%	62.92%
5.	Tingkat Pengangguran Terbuka	8.52%	8.17%

Sumber : Badan Pusat Statistika, 2020

Sumber tenaga kerja juga dapat dilihat dari standar gaji minimal dan indeks gaji dari setiap daerah. Standar gaji minimum akan mempengaruhi analisa dan perhitungan operasional pabrik.

Berdasarkan data UMP dari masing-masing provinsi di Indonesia dan Indeks Gaji pada tahun 2018 didapatkan bahwa provinsi Banten memiliki UMP sebesar 2.099.385 dan Provinsi Jawa Barat memiliki UMP sebesar 1.544.360. Sedangkan untuk indeks gaji, Provinsi Banten memiliki indeks gaji sebesar 0.907 dan Provinsi Jawa Barat memiliki indeks gaji sebesar 0.863.

#### h. Hukum dan Peraturan

##### 1. Cilegon

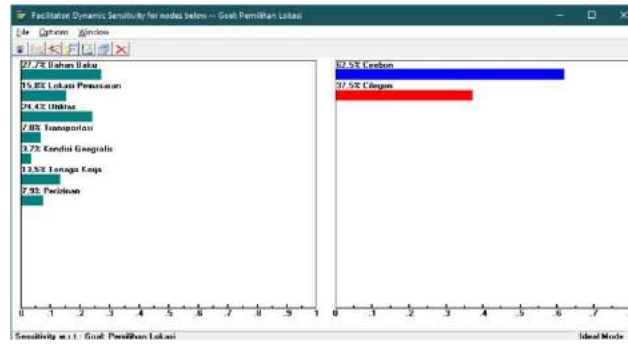
Kota Cilegon merupakan salah satu kota yang berkembang pesat terutama dibidang industri. Berdasarkan Peraturan Daerah Nomor 2 tahun 2011 mengenai Rencana Tata Ruang Wilayah Provinsi Banten, kota Cilegon ditetapkan sebagai Pusat Kegiatan Wilayah (PKW II) yang diarahkan untuk pengembangan kegiatan pemerintahan, pendidikan, kehutanan, pertanian, industri, pelabuhan, pergudangan, pariwisata, jasa, perdagangan, dan pertambangan. Pada pasal 57 juga dijelaskan bahwa pola ruang Kawasan industri besar, menengah dan kecil diarahkan pada kota Cilegon

##### 2. Cirebon

Kabupaten Cirebon merupakan bagian dari wilayah provinsi Jawa Barat yang terletak dibagian timur dan merupakan batas, sekaligus sebagian pintu gerbang Provinsi Jawa Tengah. Berdasarkan Peraturan Daerah Nomor 2 tahun 2011 mengenai Rencana Tata Ruang Wilayah Provinsi Jawa Barat, pada pasal 48 yang berisi tentang Pengembangan Kawasan industri diarahkan untuk mengembangkan Kawasan industri di koridor Bandung-Cirebon

#### II.2.1 Pemilihan Lokasi Pabrik

Dari perbandingan dengan menggunakan beberapa parameter yang telah dijelaskan, dapat ditentukan lokasi pabrik yang paling relevan dengan menggunakan metode AHP (Analytical Hierarchy Process). Berikut merupakan hasil dari metode AHP untuk menentukan lokasi yang paling relevan dalam pembangunan pabrik garam industri dari garam rakyat dengan metode pencucian (washing).



**Gambar II.9** Penilaian Pemilihan Lokasi Pabrik dengan Menggunakan Metode AHP

	Bahan Baku	Lokasi Pemasaran	Utilitas	Transportasi	Kondisi Geografis	Tenaga Kerja	Perizinan
Bahan Baku		3,0	2,0	3,0	4,0	2,0	3,0
Lokasi Pemasaran			3,0	3,0	4,0	2,0	3,0
Utilitas				3,0	4,0	3,0	3,0
Transportasi					4,0	3,0	2,0
Kondisi Geografis						4,0	3,0
Tenaga Kerja							3,0
Perizinan	Incon: 0,08						

**Gambar II.10** Bobot Penilaian Pemilihan Lokasi Pabrik dengan Menggunakan Metode AHP

Berdasarkan hasil pemilihan lokasi menggunakan metode AHP dengan aplikasi Expert Choice, maka disimpulkan bahwa Cirebon merupakan lokasi yang paling tepat untuk didirikan pabrik dengan parameter-parameter yang ada.



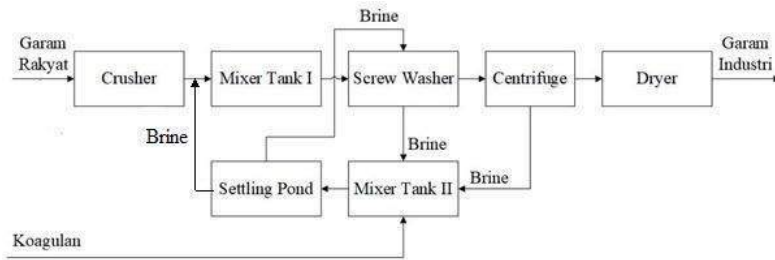
**Gambar II.11** Lokasi Cirebon di Provinsi Jawa Barat





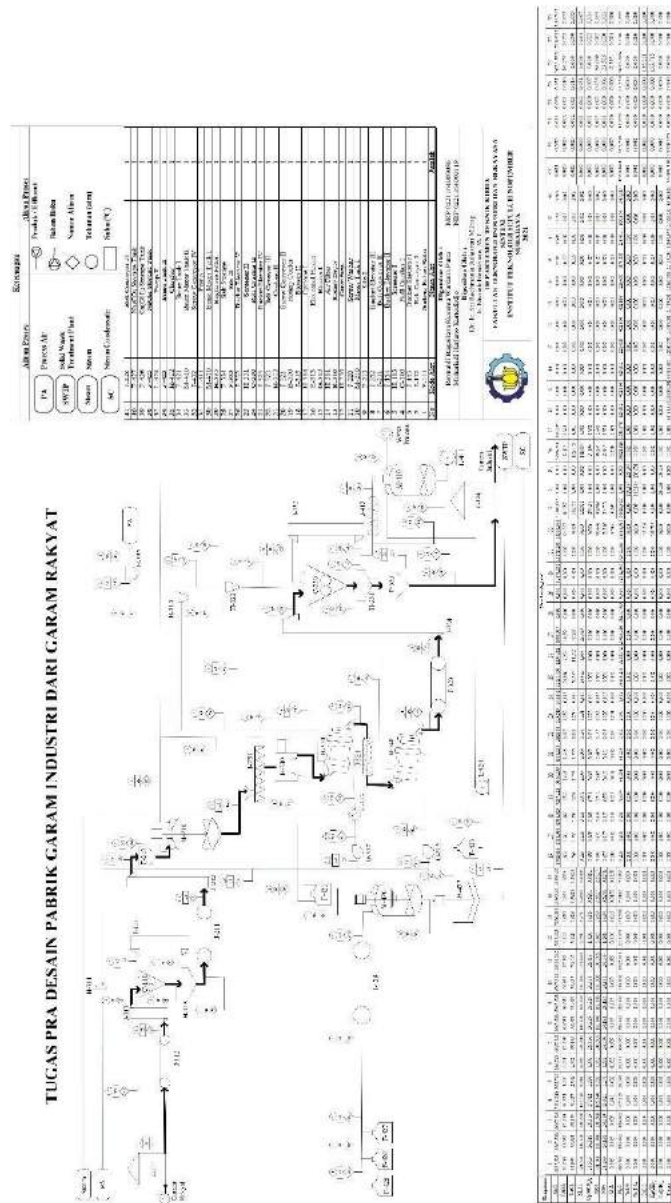
## BAB III URAIAN PROSES TERPILIH

### III.1 Diagram Blok



**Gambar III.1** Diagram Blok Proses Pembuatan Garam Industri dengan Proses Pencucian dengan *Brine* (*Washing*)

### III.2 Diagram Alir Proses



**Gambar III.2** PFD Pembuatan Garam Industri Dari Garam Rakyat

### III.3 Uraian Proses

Pembuatan garam industri menggunakan garam rakyat dikelompokkan dalam 3 langkah, yaitu *pre-treatment* bahan baku (perlakuan awal), *washing and filtration* (pencucian dan pemisahan), *drying and packing* produk (pengeringan dan pengemasan), dan *brine preparation* (pembuatan *brine*).

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

Pada tahap *pre-treatment* ini, garam rakyat dari Gudang Bahan Baku (F-111) dibawa dengan *Belt Conveyor* I (J-112) dan *Bucket Elevator* I (J-113) ke *Roll Crusher* I (C-110) untuk pengecilan dan penyeragaman ukuran garam dengan proses *size reduction*. *Roll Crusher* I juga digunakan untuk membelah nukleus kristal garam rakyat. Selanjutnya, garam rakyat dibawa menuju *Screener* I (H-113) dan disimpan dalam Silo I (F-213).

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

Pada tahap *washing and filtration*, dilakukan pencucian garam rakyat sebanyak 2 kali. ketika pencucian pertama, garam rakyat dalam Silo I (F-212) dibawa ke *Mixer Tank* I (M-210). Selanjutnya, larutan *brine* jenuh dialirkan dari *Brine Mixer Tank* I (M-410) dengan *Pump* I (L-411). Pada *Mixer Tank* I (M-210), *brine* dan garam rakyat dicampur menggunakan *agitator* untuk menghilangkan impuritan-impuritan seperti NaOH, Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>, dan Ca(OH)<sub>2</sub> dalam *brine*. Pada proses pencucian kedua yang bertujuan untuk meningkatkan kadar NaCl, larutan garam dialirkan menuju *Screw Washer* (J-220). Setelah dicuci dalam *Screw Washer* (J-220), garam padat lalu dialirkan menuju *Centrifuge* (H-230). *Centrifuge* merupakan alat pemisah secara mekanis yang mengikuti prinsip sentrifugasi, prinsip sentrifugasi yaitu padatan garam dikumpulkan pada dinding *centrifuge* lalu cairan dialirkan kebawah dari *centrifuge*. Sementara itu, larutan *brine* dari *Mixer Tank* I (M-210) dan *Screw Washer* (J-220) dibawa ke *Brine Tank* I (F-421) secara gravitasi.

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

Garam padatan yang sudah melewati pemisahan dari *brine* dibawa ke *Rotary Dryer* (B-310) untuk dikeringkan. Di dalam *Rotary Dryer* (B-310), kristal garam dikeringkan menggunakan bantuan udara panas secara *counter current*. Udara panas ini didapatkan udara dengan suhu normal yang telah dialirkan dari *Blower* I (G-312), lalu melewati *Heater* (E-313). Udara yang keluar dari *Rotary Dryer* (B-310) kemudian dibawa menuju *Cyclone* I (H-314) untuk melalui proses pemisahan padatan dan gas. Lalu, kristal garam dibawa menuju *Rotary Cooler* (B-320) dengan *Screw Conveyor* I (J-321). Dalam *Rotary Cooler* (B-320), kristal garam dari *Rotary Dryer* (B-310) didinginkan menggunakan udara dari *Blower* II (G-315) yang masuk secara *counter current*. Setelah itu, udara dialirkan menuju *Cyclone* II (H-322) yang bertujuan untuk memisahkan padatan dengan gas. Produk yang keluar dari *Rotary Cooler* (B-320) dibawa dengan *Belt Conveyor* III (J-323) dan *Bucket Elevator* IV (J-324) ke *Roll Crusher* (C-330) untuk dikecilkan ukurannya, padatan dari *Cyclone* II (H-322) juga dibawa ke *Cone Crusher* (C-330). Setelah mengalami proses pengecilan ukuran/*size reduction*, Padatan kemudian dibawa menuju *Screener* (H-331) agar dapat dilakukan pemisahan garam berdasarkan standar ukuran garam. Garam dengan ukuran tidak sesuai standar, untuk yang *undersize* diangkut menggunakan *Screw Conveyor* II (J-412) dan dibawa ke *Brine Mixer Tank* I (M-410) untuk dijadikan bahan baku pembuatan *pure brine recycle* sementara untuk yang *oversize* diangkut menggunakan *Bucket Elevator* V (J-332) dikembalikan ke *Roll Crusher* II untuk dilakukan proses pengecilan ukuran lagi. Garam dengan ukuran yang telah memenuhi standar kemudian ditampung dalam Silo II (F-333) yang selanjutnya akan dikemas/*packing*.

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

Pembuatan *Brine* dilakukan menggunakan cara pelarutan produk garam industri yang tidak lolos dari *Screener* II (H-331) kemudian dialirkan dengan *Screw Conveyor* II (J-412) ke *Brine Mixer Tank* I (M-410). Pada *Brine Mixer Tank* I (M-410), Dilakukan pencampuran antara garam industri dan air menggunakan metode pengadukan dengan *agitator*, untuk melarutkan garam dalam air. Kemudian, *brine* dialirkan menuju *Mixer Tank* I (M-210) dan *Screw Washer* (J-220) menggunakan *Pump* I (L-411).

Selanjutnya, larutan *brine* yang diperoleh dari *Mixer Tank* I (M-210) dan *Screw Washer* (J-

220) disimpan dalam *Brine Tank* I (F-421). Selanjutnya, larutan *brine* dialirkan menuju *Brine Mixer Tank* II (M-420) dan direaksikan dengan NaOH, Ca(OH)<sub>2</sub>, dan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> yang telah dicampur di dalam *Brine Mixer Tank* II (M-420). NaOH, Ca(OH)<sub>2</sub>, dan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> berperan dalam pembentukan inti endapan dari pengotor dalam *brine* sebagai koagulan. Pada tahap selanjutnya, campuran larutan *brine* dan koagulan kemudian diendapkan dalam *Clarifier* (H-422). Kemudian, dilakukan proses lanjutan di bagian SWTP terhadap endapan yang terbentuk dari hasil pengendapan tersebut. Selain itu, larutan *brine* bersih akan dialirkan untuk disimpan dalam *Brine Tank* II (F-423) untuk kemudian dialirkan ke *Brine Mixer Tank* I (M-410) dengan *Pump* II (L-424).



## BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

Ditetapkan :

Kapasitas Produksi	= 50000 ton/tahun
	= 136986 kg/hari
	= 5707 kg/jam
Waktu Operasi Pabrik	= 320 hari kerja/tahun
Waktu Kerja Pabrik	= 24 jam/hari
Bahan Baku	= 7745,94 kg/jam
Basis	= 1 jam

### IV.1 Neraca Massa

#### 1. *Belt 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 IV.1** Neraca Massa *Belt Conveyor* I ( J-112)

Neraca Massa <i>Belt Conveyor</i> I (J-112)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <1> Garam rakyat dari <i>Storage</i>			Aliran <2> Garam rakyat ke <i>Roll Crusher</i> I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,8995	6.967,528	NaCl	0,8995	6.967,5283
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,63011	CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301122
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,89509	CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8950869
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401	MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,340104
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161029
KCl	0,0131	101,3079	KCl	0,0131	101,307879
KBr	0,0031	24,15013	KBr	0,0031	24,1501313
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,608558	KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,60855785
H <sub>2</sub> O	0,0500	386,96244	H <sub>2</sub> O	0,0500	386,962064
<b>Total &lt;1&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.745,938</b>	<b>Total &lt;2&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.745,93841</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>7.745,938</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>7.745,938</b>
		<b>8</b>			<b>4</b>

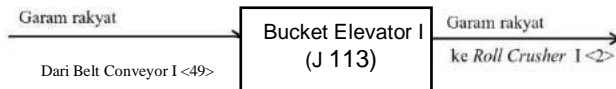
#### 2. *Bucket Elevator* I (J-113)

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 IV.2** Neraca Massa *Bucket Elevator I* (J-113)

<b>Neraca Massa <i>Bucket Elevator I</i> (J-113)</b>					
<b>Neraca Massa Aliran Masuk</b>			<b>Neraca Massa Aliran Keluar</b>		
Aliran <49> Garam rakyat dari <i>Belt Conveyor I</i>			Aliran <2> Garam rakyat ke <i>Roll Crusher I</i>		
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>
NaCl	0,8995	6.967,528	NaCl	0,8995	6.967,5283
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,63011	CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301122
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,89509	CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8950869
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401	MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,340104
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161029
KCl	0,0131	101,3079	KCl	0,0131	101,307879
KBr	0,0031	24,15013	KBr	0,0031	24,1501313
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,608558	KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,60855785
H <sub>2</sub> O	0,0500	386,96244	H <sub>2</sub> O	0,0500	386,962064
<b>Total &lt;49&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7745,938</b>	<b>Total &lt;2&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7745.93841</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>7.745,938</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>7.745,9384</b>

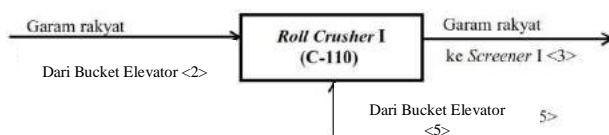
### 3. *Roll Crusher I* (C-110)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

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

<b>Neraca Massa <i>Roll Crusher I</i> (C-110)</b>					
<b>Neraca Massa Aliran Masuk</b>			<b>Neraca Massa Aliran Keluar</b>		
Aliran <2> Garam rakyat dari <i>Bucket Elevator I</i>			Aliran <3> Garam rakyat ke <i>Screener I</i>		
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>
NaCl	0,8995	6.967,53	NaCl	0,8995	7.334,24
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301	CaSO <sub>4</sub>	0,0080	64,87
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951	CaCl <sub>2</sub>	0,0072	58,83
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,34	MgCl <sub>2</sub>	0,0157	127,72
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	27,91

KCl	0,0131	101,31	KCl	0,0131	106,64
KBr	0,0031	24,1501	KBr	0,0031	25,42
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086	KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,64
H <sub>2</sub> O	0,0500	386,96	H <sub>2</sub> O	0,0500	407,32
<b>Total &lt;2&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.745,9384</b>	<b>Total &lt;3&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>8.153,6194</b>
Aliran <5> Garam rakyat dari <i>Bucket Elevator II</i>					
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>			
NaCl	0,8995	366,7120			
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	3,2437			
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	2,9418			
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	6,3863			
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	1,3956			
KCl	0,0131	5,3320			
KBr	0,0031	1,2711			
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,0320			
H <sub>2</sub> O	0,0500	20,3664			
<b>Total &lt;5&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>407,6810</b>			
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>8.153,6194</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>8.153,6194</b>	

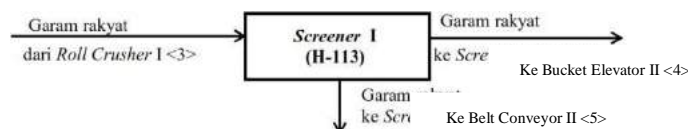
#### 4. Screener I (H-113)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

2. Diharapkan 95% garam rakyat lolos dari *Screener I* akan menuju *Silo I* melalui *Bucket Elevator III* dan 5 % garam rakyat yang tidak lolos dari *Screener I* akan di-recycle kembali ke *Roll Crusher I* melalui *Bucket Elevator II*. (Perry, 18-40)

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

Neraca Massa Screener I (H-113)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <3> Garam rakyat dari dari <i>Roll Crusher I</i>			Aliran <4> Garam rakyat ke <i>Bucket Elevator II</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,8995	7.334,2404	NaCl	0,8995	366,7120
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	64,8738	CaSO <sub>4</sub>	0,0080	3,2437
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	58,8369	CaCl <sub>2</sub>	0,0072	2,9418
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	127,7264	MgCl <sub>2</sub>	0,0157	6,3863
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	27,9117	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	1,3956

KCl	0,0131	106,6399	KCl	0,0131	5,3320
KBr	0,0031	25,4212	KBr	0,0031	1,2711
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6406	KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,0320
H <sub>2</sub> O	0,0500	407,3285	H <sub>2</sub> O	0,0500	20,3664
<b>Total &lt;3&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>8.153,6194</b>	<b>Total &lt;4&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>407,6810</b>
			Aliran <6> Garam rakyat ke <i>Belt Conveyor II</i>		
			<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>
			NaCl	0,8995	6.967,5284
			CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301
			CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951
			MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401
			Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161
			KCl	0,0131	101,3079
			KBr	0,0031	24,1501
			KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086
			H <sub>2</sub> O	0,0500	386,9621
			<b>Total &lt;6&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.745,9384</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>8.153,6194</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>8.153,6194</b>

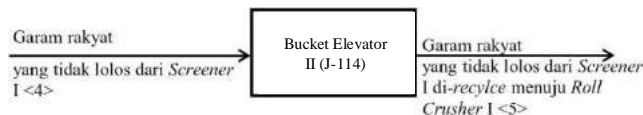
### 5. Bucket Elevator II (J-114)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

**Tabel IV.5 Neraca Massa Bucket Elevator II ( J-114)**

<b>Neraca Massa Bucket Elevator II (J-114)</b>					
<b>Neraca Massa Aliran Masuk</b>			<b>Neraca Massa Aliran Keluar</b>		
Aliran <4> Garam rakyat yang tidak lolos dari <i>Screener I</i>			Aliran <5> Garam rakyat yang tidak lolos dari <i>Screener I</i> di <i>recycle</i> menuju <i>Roll Crusher I</i>		
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>
NaCl	0,8995	366,7120	NaCl	0,8995	366,7120
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	3,2437	CaSO <sub>4</sub>	0,0080	3,2437
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	2,9418	CaCl <sub>2</sub>	0,0072	2,9418
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	6,3863	MgCl <sub>2</sub>	0,0157	6,3863
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	1,3956	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	1,3956
KCl	0,0131	5,3320	KCl	0,0131	5,3320
KBr	0,0031	1,2711	KBr	0,0031	1,2711
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,0320	KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,0320
H <sub>2</sub> O	0,0500	20,3664	H <sub>2</sub> O	0,0500	20,3664



<b>Total &lt;4&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>407,6810</b>	<b>Total &lt;5&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>407,6810</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>407,6810</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>407,6810</b>		

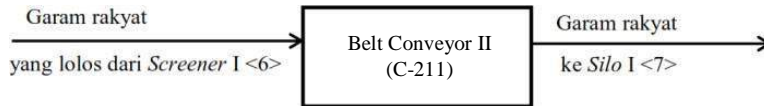
### 6. Belt Conveyor II (C-211)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

**Tabel IV.6 Neraca Massa Belt Conveyor II ( C-211)**

<b>Neraca Massa Screw Conveyor III (C-211)</b>					
<b>Neraca Massa Aliran Masuk</b>			<b>Neraca Massa Aliran Keluar</b>		
Aliran <6> Garam rakyat yang lolos dari <i>Screener I</i>			Aliran <7> Garam rakyat ke <i>Silo I</i>		
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>
NaCl	0,8995	6.967,5284	NaCl	0,8995	6.967,5284
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301	CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951	CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401	MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161
KCl	0,0131	101,3079	KCl	0,0131	101,3079
KBr	0,0031	24,1501	KBr	0,0031	24,1501
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086	KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086
H <sub>2</sub> O	0,0500	386,9621	H <sub>2</sub> O	386,9621	874
<b>Total &lt;6&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.745,9384</b>	<b>Total &lt;7&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.745,9384</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>7.745,9384</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>7.745,9384</b>

### 7. Silo I (F-213)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

**Tabel IV.7 Neraca Massa Silo I (F-213)**

<b>Neraca Massa Silo I (F-213)</b>	
<b>Neraca Massa Aliran Masuk</b>	<b>Neraca Massa Aliran Keluar</b>
Aliran <7> Garam rakyat dari <i>Belt Conveyor II</i>	Aliran <8> Garam rakyat ke <i>Mixer Tank I</i>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,8995	6.967,5284	NaCl	0,8995	6.967,5284
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301	CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951	CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401	MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161
KCl	0,0131	101,3079	KCl	0,0131	101,3079
KBr	0,0031	24,1501	KBr	0,0031	24,1501
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086	KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086
H <sub>2</sub> O	0,0500	386,9621	H <sub>2</sub> O	0,0500	386,9621
<b>Total &lt;7&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.745,9384</b>	<b>Total &lt;8&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.745,9384</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>7.745,9384</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>7.745,9384</b>

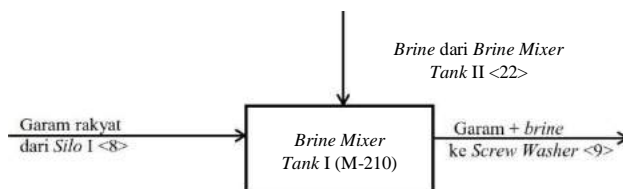
### 8. Brine Mixer Tank I (M-210)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

**Tabel IV.8 Neraca Massa Brine Mixer Tank I (M-210)**

<b>Neraca Massa Mixer Tank I (M-210)</b>					
<b>Neraca Massa Aliran Masuk</b>			<b>Neraca Massa Aliran Keluar</b>		
Aliran <8> Garam rakyat dari Silo I			Aliran <9> Garam ke Screw Washer		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,8995	6.967,5284	NaCl	0,9228	6.967,5284
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301	CaSO <sub>4</sub>	0,0041	30,8151
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951	CaCl <sub>2</sub>	0,0037	27,9475
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401	MgCl <sub>2</sub>	0,0080	60,6701
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0018	13,2581
KCl	0,0131	101,3079	KCl	0,0067	50,6539
KBr	0,0031	24,1501	KBr	0,0016	12,0751
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,3043
H <sub>2</sub> O	0,0500	386,9621	H <sub>2</sub> O	0,0513	386,9621
<b>Total &lt;8&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.745,9384</b>	<b>Total &lt;9&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.550,2144</b>
Aliran <22> Brine dari Brine Mixer Tank I			Aliran <9> Brine ke Screw Washer		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,2646	3.334,6833	NaCl	0,2606	3.334,6833
CaSO <sub>4</sub>	0,0005	6,2525	CaSO <sub>4</sub>	0,0029	37,0676

CaCl <sub>2</sub>	0,0011	14,2419	CaCl <sub>2</sub>	0,0033	42,1894
MgCl <sub>2</sub>	0,0007	8,6841	MgCl <sub>2</sub>	0,0054	69,3541
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0010	13,2581
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0040	50,6539
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0009	12,0751
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,3043
H <sub>2</sub> O	0,7331	9.238,8717	H <sub>2</sub> O	0,7219	9.238,8717
<b>Total &lt;22&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.602,7335</b>	<b>Total &lt;9&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.798,4575</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>20.348,6719</b>		<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>20.348,6719</b>	

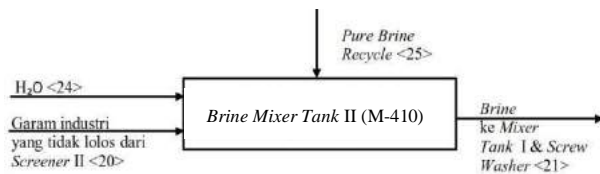
### 9. Brine Mixer Tank II (M-410)

Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara garam industri dengan H<sub>2</sub>O untuk membuat *brine*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



- Asumsi :
1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
  2. Kebutuhan *brine* = 50.000 kg/jam.
  3. Dalam *brine* terdapat 26,46 % NaCl. (Kauffmann, 1960)
  4. Garam yang digunakan untuk membuat *brine* adalah garam industri.

**Tabel IV.9** Neraca Massa *Brine Mixer Tank II* (M-410) Pada Saat *Start Up*

Neraca Massa <i>Brine Mixer Tank II</i> (M-410) Pada Saat <i>Start Up</i>					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <20> Garam industri dari <i>Screw Conveyor VI</i>			Aliran <21> <i>Brine</i> ke <i>Mixer Tank I &amp; Screw Washer</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,9600	13.230	NaCl	0,2646	13.230
CaSO <sub>4</sub>	0,0018	24,8063	CaSO <sub>4</sub>	0,0005	24,8063
CaCl <sub>2</sub>	0,0041	56,5031	CaCl <sub>2</sub>	0,0011	56,5031
MgCl <sub>2</sub>	0,0025	34,4531	MgCl <sub>2</sub>	0,0007	34,4531
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0316	435,4875	H <sub>2</sub> O	0,7331	435,4875
<b>Total &lt;20&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>13.781</b>	<b>Total &lt;21&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>50.000</b>
Aliran <24> H <sub>2</sub> O					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			

H <sub>2</sub> O	1,0000	36.218,75		
<b>Total &lt;24&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>36.218,75</b>		
Aliran <25> <i>Pure Brine Recycle</i>				
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>		
NaCl	0,0000	0		
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0		
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0		
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0		
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0		
KCl	0,0000	0		
KBr	0,0000	0		
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0		
H <sub>2</sub> O	0,0000	0		
<b>Total &lt;25&gt;</b>	<b>0,0000</b>	<b>0</b>		
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>50.000</b>	<b>50.000</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>50.000</b>

Asumsi : *Brine* yang keluar dari *Brine Mixer*

*Tank I* (M-410) dialirkan ke *Mixer Tank I* sebesar 25% dan *Screw Washer* sebesar 75%. Hal ini dikarenakan agar *degree of baume* dari *brine* yang keluar *Mixer Tank I* & *Screw Washer* mencapai 20°. (Kauffmann, 1960)

**Tabel IV.10** Neraca Massa Pada *Splitter Point*

Neraca Massa <i>Splitter Point</i>					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <21> <i>Brine</i> dari <i>Brine Mixer Tank I</i>			Aliran <22> <i>Brine</i> ke <i>Mixer Tank I</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,2646	13.230	NaCl	0,2646	3.334,6833
CaSO <sub>4</sub>	0,0005	24,8063	CaSO <sub>4</sub>	0,0005	6,2525
CaCl <sub>2</sub>	0,0011	56,5031	CaCl <sub>2</sub>	0,0011	14,2419
MgCl <sub>2</sub>	0,0007	34,4531	MgCl <sub>2</sub>	0,0007	8,6841
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0.0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0.0000
KCl	0,0000	0.0000	KCl	0,0000	0.0000
KBr	0,0000	0.0000	KBr	0,0000	0.0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0.0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0.0000
H <sub>2</sub> O	0,7331	36.654,2375	H <sub>2</sub> O	0,7331	9.238,8717
<b>Total &lt;21&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>50.000</b>	<b>Total &lt;22&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.602,7335</b>
			Aliran <23> <i>Brine</i> ke <i>Screw Washer</i>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			NaCl	0,2646	
			CaSO <sub>4</sub>	0,0005	18,5537
			CaCl <sub>2</sub>	0,0011	42.2612
			MgCl <sub>2</sub>	0,0007	25.7691
			Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0
			KCl	0,0000	0
			KBr	0,0000	0

		KCl	0,0000	0
		H <sub>2</sub> O	0,7331	27.415
		<b>Total &lt;23&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>37.397</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>50.000</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>50.000</b>	

Asumsi : *Brine* yang keluar dari *Brine Mixer Tank I* (M-410) dialirkan ke *Mixer Tank I* sebesar 25% dan *Screw Washer* sebesar 75%. Hal ini dikarenakan agar *degree of baume* dari *brine* yang keluar *Mixer Tank I* & *Screw Washer* mencapai 20°. (Kauffmann, 1960)

**Tabel IV.11** Neraca Massa Pada *Splitter Point*

<b>Neraca Massa <i>Splitter Point</i></b>					
<b>Neraca Massa Aliran Masuk</b>			<b>Neraca Massa Aliran Keluar</b>		
Aliran <21> <i>Brine</i> dari <i>Brine Mixer Tank I</i>			Aliran <22> <i>Brine</i> ke <i>Mixer Tank I</i>		
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>
NaCl	0,2646	13.230	NaCl	0,2646	3.334,6833
CaSO <sub>4</sub>	0,0005	24,8063	CaSO <sub>4</sub>	0,0005	6,2525
CaCl <sub>2</sub>	0,0011	56,5031	CaCl <sub>2</sub>	0,0011	14,2419
MgCl <sub>2</sub>	0,0007	34,4531	MgCl <sub>2</sub>	0,0007	8,6841
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0.0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0.0000
KCl	0,0000	0.0000	KCl	0,0000	0.0000
KBr	0,0000	0.0000	KBr	0,0000	0.0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0.0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0.0000
H <sub>2</sub> O	0,7331	36.654,2375	H <sub>2</sub> O	0,7331	9.238,8717
<b>Total &lt;21&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>50.000</b>	<b>Total &lt;22&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.602,7335</b>
			Aliran <23> <i>Brine</i> ke <i>Screw Washer</i>		
			<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>
			NaCl	0,2646	
			CaSO <sub>4</sub>	0,0005	18,5537
			CaCl <sub>2</sub>	0,0011	42.2612
			MgCl <sub>2</sub>	0,0007	25.7691
			Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0
			KCl	0,0000	0
			KBr	0,0000	0
			KIO <sub>3</sub>	0,0000	0
			H <sub>2</sub> O	0,7331	27.415
			<b>Total &lt;23&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>37.397</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>50.000</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>50.000</b>		

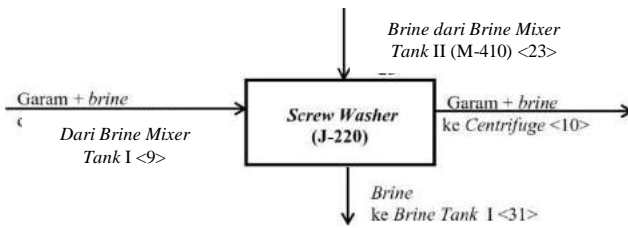
#### 10. *Screw Washer* (J-220)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



- Asumsi :
1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
  2. 0,95 *impurities* larut ke dalam *brine*. (Perry 7th ed, 15-29)
  3. 0,05 *brine* terbawa aliran <10>. (Perry 7th ed, 15-29)

**Tabel IV.12** Neraca Massa *Screw Washer* (J-220)

Neraca Massa <i>Screw Washer</i> (J-220)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <9> Garam dari <i>Brine Mixer Tank I</i>			Aliran <10> Garam ke <i>Centrifuge</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,9228	6.967,5284	NaCl	0,9461	6.967,5284
CaSO <sub>4</sub>	0,0041	30,8151	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,5408
CaCl <sub>2</sub>	0,0037	27,9475	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,3974
MgCl <sub>2</sub>	0,0080	60,6701	MgCl <sub>2</sub>	0,0004	3,0335
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0018	13,2581	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6629
KCl	0,0067	50,6539	KCl	0,0003	2,5327
KBr	0,0016	12,0751	KBr	0,0001	0,6038
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,3043	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0152
H <sub>2</sub> O	0,0513	386,9621	H <sub>2</sub> O	0,0525	386,9621
<b>Total &lt;9&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.550,2144</b>	<b>Total &lt;10&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.364,2766</b>
Aliran <9> <i>Brine</i> dari <i>Mixer Tank I</i>			Aliran <10> <i>Brine</i> ke <i>Centrifuge</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,2606	3.334,6833	NaCl	0,2636	661,5000
CaSO <sub>4</sub>	0,0029	37,0676	CaSO <sub>4</sub>	0,0011	2,7811
CaCl <sub>2</sub>	0,0033	42,1894	CaCl <sub>2</sub>	0,0017	4,2225
MgCl <sub>2</sub>	0,0054	69,3541	MgCl <sub>2</sub>	0,0019	4,7562
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0010	13,2581	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0003	0,6629
KCl	0,0040	50,6539	KCl	0,0010	2,5327
KBr	0,0009	12,0751	KBr	0,0002	0,6038
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,3043	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0152
H <sub>2</sub> O	0,7219	9.238,8717	H <sub>2</sub> O	0,7302	1.832,7119
<b>Total &lt;9&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.798,4575</b>	<b>Total &lt;10&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>2.509,7862</b>
Aliran <23> <i>Brine</i> dari <i>Brine Mixer Tank</i>			Aliran <31> <i>Brine</i> ke <i>Brine Tank I</i>		

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,2646	9.895,3167	NaCl	0,2625	12.568,5000
CaSO <sub>4</sub>	0,0005	18,5537	CaSO <sub>4</sub>	0,0017	82,1145
CaCl <sub>2</sub>	0,0011	42,2612	CaCl <sub>2</sub>	0,0022	106,7783
MgCl <sub>2</sub>	0,0007	25,7691	MgCl <sub>2</sub>	0,0031	148,0036
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0005	25,1903
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0020	96,2425
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0005	22,9426
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,5781
H <sub>2</sub> O	0,7331	27.415,3658	H <sub>2</sub> O	0,7274	34.821,5256
<b>Total &lt;23&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>37.397</b>	<b>Total &lt;31&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>47.871.8756</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>57745</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>57745</b>

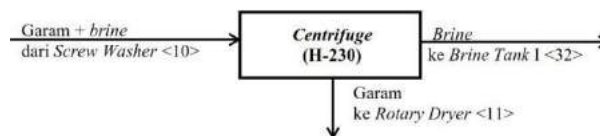
### 11. Centrifuge (H-230)

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%.

(Perry 7th ed, 15-29)

**Tabel IV.13 Neraca Massa Centrifuge (H-230)**

Neraca Massa Centrifuge (H-230)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <10> Garam dari <i>Screw Washer</i>			Aliran <11> Garam ke <i>Rotary Dryer</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,9461	6.967,5284	NaCl	0,9347	7.000,6034
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,5408	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6798
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,3974	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,6085
MgCl <sub>2</sub>	0,0004	3,0335	MgCl <sub>2</sub>	0,0004	3,2713
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6629	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6960
KCl	0,0003	2,5327	KCl	0,0004	2,6593
KBr	0,0001	0,6038	KBr	0,0001	0,6339
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0152	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0160
H <sub>2</sub> O	0,0525	386,9621	H <sub>2</sub> O	0,0639	478,5977
<b>Total &lt;10&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.364,2766</b>	<b>Total &lt;11&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.489,7659</b>
Aliran <10> <i>Brine</i> dari <i>Screw Washer</i>			Aliran <32> <i>Brine</i> ke <i>Brine Tank I</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,2636	661,5000	NaCl	0,2636	628,4250
CaSO <sub>4</sub>	0,0011	2,7811	CaSO <sub>4</sub>	0,0011	2,6420
CaCl <sub>2</sub>	0,0017	4,2225	CaCl <sub>2</sub>	0,0017	4,0114

MgCl <sub>2</sub>	0.0019	4,7562	MgCl <sub>2</sub>	0,0019	4,5184
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0003	0,6629	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0003	0,6298
KCl	0.0010	2,5327	KCl	0,0010	2,4061
KBr	0.0002	0,6038	KBr	0,0002	0,5736
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0,0152	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0145
H <sub>2</sub> O	0.7302	661,5000	H <sub>2</sub> O	0,7302	1.741,0763
<b>Total &lt;10&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>2.509,7862</b>	<b>Total &lt;32&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>2.384,2969</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>9.874,0628</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>9.874,0628</b>

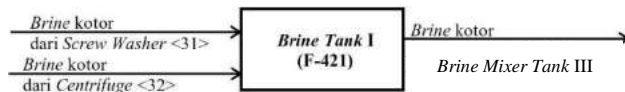
## 12. Brine Tank I (F-421)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

**Tabel IV.14** Neraca Massa *Brine Tank I* (F-421)

Neraca Massa <i>Brine Tank I</i> (F-421)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <31> <i>Brine</i> dari <i>Screw Washer</i>			Aliran <29> <i>Brine</i> ke <i>Brine Mixer Tank II</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,2625	12.568,5000	NaCl	0,2626	13.196,9250
CaSO <sub>4</sub>	0,0017	82,1145	CaSO <sub>4</sub>	0,0017	84,7566
CaCl <sub>2</sub>	0,0022	106,7783	CaCl <sub>2</sub>	0,0022	110,7897
MgCl <sub>2</sub>	0,0031	148,0036	MgCl <sub>2</sub>	0,0030	152,5219
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0005	25,1903	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0005	25,8201
KCl	0,0020	96,2425	KCl	0,0020	98,6485
KBr	0,0005	22,9426	KBr	0,0005	23,5162
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,5781	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,5926
H <sub>2</sub> O	0,7274	34.821,5256	H <sub>2</sub> O	0,7275	36.562,6019
<b>Total &lt;31&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>47.871,8756</b>	<b>Total &lt;29&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>50.256,1725</b>
Aliran <32> <i>Brine</i> dari <i>Centrifuge</i>					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
NaCl	0,2636	628,4250			
CaSO <sub>4</sub>	0,0011	2,6420			
CaCl <sub>2</sub>	0,0017	4,0114			
MgCl <sub>2</sub>	0,0019	4,5184			
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0003	0,6298			
KCl	0,0010	2,4061			
KBr	0,0002	0,5736			
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0145			
H <sub>2</sub> O	0,7302	17.41,0763			



<i>Total &lt;32&gt;</i>	<i>1,000</i>	<i>2.384,2969</i>		
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>50.256,1725</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>50.256</b>	

### 13. Brine Mixer Tank III (M-420)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



**Tabel IV.15 Neraca Massa Brine Mixer Tank III (M-420)**

<b>Neraca Massa Brine Mixer Tank III (M-420)</b>					
<b>Neraca Massa Aliran Masuk</b>			<b>Neraca Massa Aliran Keluar</b>		
Aliran <29> Brine kotor dari Brine Tank I			Aliran <28> Brine ke Clarifier		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,2626	13.196,9250	NaCl	0,2652	13.197
CaSO <sub>4</sub>	0,0017	84,7566	CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0
CaCl <sub>2</sub>	0,0022	110,7897	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0
MgCl <sub>2</sub>	0,0030	152,5219	MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0005	25,8201	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0
KCl	0,0020	98,6485	KCl	0,0000	0
KBr	0,0005	23,5162	KBr	0,0000	0
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,5926	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0
H <sub>2</sub> O	0,7275	36.562,6019	H <sub>2</sub> O	0,7348	36.563
NaOH	0,0000	0,0000	NaOH	0,0000	0
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0
CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0
<b>Total &lt;29&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>50.256,1725</b>	<b>Total &lt;28&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>49.760</b>
Aliran <30> Chemicals (koagulan)			Aliran <28> Pengotor ke Clarifier		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,0000	0	NaCl	0,4016	303,9243
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0	CaSO <sub>4</sub>	0,1120	84,7566
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0	MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0	KCl	0,1304	98,6485
KBr	0,0000	0	KBr	0,0311	23,5162
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0	KIO <sub>3</sub>	0,0008	0,5926
H <sub>2</sub> O	0,0000	0.0000	H <sub>2</sub> O	0,0084	6,3572
NaOH	0,5236	128,1468	NaOH	0,0000	0,0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,3542	105,8038	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0.0000	CaCO <sub>3</sub>	0,1787	135,2313

Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0.0000	Mg(OH) <sub>2</sub>	0,1371	103,7152
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,1222	26,1459	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
Total <30>	1,0000	260,0965	Total <28>	1,0000	756,7420
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>50.516,2689</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>50.516,2689</b>

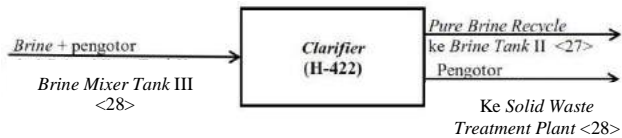
#### 14. Clarifier (H-422)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

2. Diharapkan massa H<sub>2</sub>O yang terikut ke Waste Water hanya 10% dari total massa H<sub>2</sub>O aliran <28> Aliran <28>. (Perry 7th Ed, Table 18-7)

**Tabel IV.16 Neraca Massa Clarifier (H-422)**

Neraca Massa Clarifier (H-422)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <28> Brine dari Brine Mixer Tank III			Aliran <27> Pure brine recylce ke Brine Tank II		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,2652	13.197	NaCl	0,2652	11.879
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0	CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0	MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,0000	0
KBr	0,0000	0	KBr	0,0000	0
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0
H <sub>2</sub> O	0,7348	36.563	H <sub>2</sub> O	0,7348	32.912
NaOH	0,0000	0	NaOH	0,0000	0
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0
CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0	CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0	Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0
<b>Total &lt;28&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>49.760</b>	<b>Total &lt;27&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>44.791</b>
Aliran <28> Pengotor dari Brine Mixer Tank III			Aliran <43> Pengotor ke Solid Waste Treatment Plant		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,4016	303,9243	NaCl	0,2832	1621,5517
CaSO <sub>4</sub>	0,1120	84,7566	CaSO <sub>4</sub>	0,0148	84,7566
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000

KCl	0,1304	98,6485	KCl	0,0172	98,6485
KBr	0,0311	23,5162	KBr	0,0041	23,5162
KIO <sub>3</sub>	0,0008	0,5926	KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,5926
H <sub>2</sub> O	0,0084	6,3572	H <sub>2</sub> O	0,6388	3,656,8959
NaOH	0,0000	0,0000	NaOH	0,0000	0,0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
CaCO <sub>3</sub>	0,1787	135,2313	CaCO <sub>3</sub>	0,0236	135,2313
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,1371	103,7152	Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0181	103,7152
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
Total <28>	1,0000	756,7420	Total <43>	1,0000	57.24,9081
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>50.516,2689</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>50.516,2689</b>

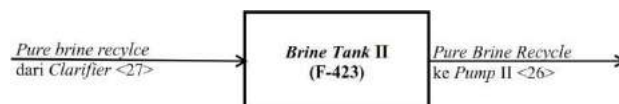
### 15. Brine Tank II (F-423)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

**Tabel IV.17** Neraca Massa *Brine Tank II* (F-423)

Neraca Massa <i>Brine Tank II</i> (F-423)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <27> <i>Pure Brine Recycle</i> dari <i>Centrifuge</i>			Aliran <26> <i>Pure Brine Recycle</i> ke <i>Brine Mixer Tank II</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,2652	11.879,2976	NaCl	0,2652	11.879,2976
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0	CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0	MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,0000	0
KBr	0,0000	0	KBr	0,0000	0
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0
H <sub>2</sub> O	0,7348	32.912,0632	H <sub>2</sub> O	0,7348	32.912,0632
NaOH	0,0000	0	NaOH	0,0000	0
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0
CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0	CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0	Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0
<b>Total &lt;27&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>44.791,3609</b>	<b>Total &lt;26&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>44.791,3609</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>44.791,3609</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>44.791,3609</b>

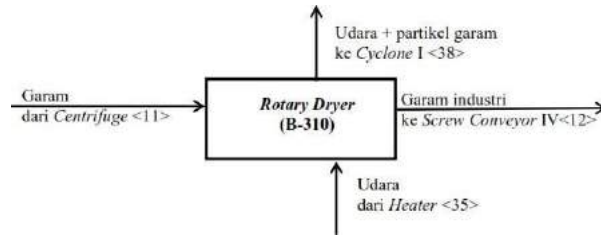
### 16. Rotary Dryer (B-310)

Fungsi : Mengurangi kadar H<sub>2</sub>O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 120°C



- Asumsi :
1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
  2. Material yang keluar dari *Rotary Dryer* memiliki kandungan H<sub>2</sub>O maksimal 1%. (Geankoplis, 2003)
  3. Material yang terbawa oleh udara pemanas sebesar 0,1% dari total *flowrate* Aliran <11>. (Geankoplis, 2003)
  4. Proses secara adiabatik.

**Tabel IV.18 Neraca Massa Rotary Dryer (B-310)**

<b>Neraca Massa Rotary Dryer (B-310)</b>					
<b>Neraca Massa Aliran Masuk</b>			<b>Neraca Massa Aliran Keluar</b>		
Aliran <11> Garam dari Centrifuge			Aliran <12> Garam industri ke Screw Conveyor I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,9347	7.000,6034	NaCl	0,9975	6.993,6028
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6798	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6630
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,6085	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,5924
MgCl <sub>2</sub>	0,0004	3,2713	MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2386
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6960	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6891
KCl	0,0004	2,6593	KCl	0,0004	2,6327
KBr	0,0001	0,6339	KBr	0,0001	0,6276
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0160	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0158
H <sub>2</sub> O	0,0639	478,5977	H <sub>2</sub> O	0,0010	7,0182
<b>Total &lt;11&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.489,7659</b>	<b>Total &lt;12&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.011,0802</b>
Aliran <35> Udara dari Heater			Aliran <38> Udara + partikel garam ke Cyclone I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,0000	0,0000	NaCl	0,0003	7,0006
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0168
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0161
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0327
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0070
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0266
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0063
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0002
H <sub>2</sub> O	0,0185	402,8136	H <sub>2</sub> O	0,0392	874,3931
Udara	0,9815	21.429,2308	Udara	0,9605	21.429,2308
<b>Total &lt;35&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>21.832,0444</b>	<b>Total &lt;38&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>22.310,7302</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>29.321,8104</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>29.321,8104</b>

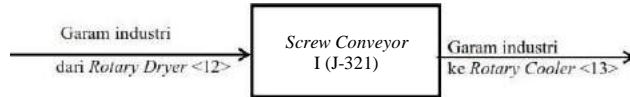
### 17. Screw Conveyor I (J-321)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

**Tabel IV.19 Neraca Massa Screw Conveyor I ( J-321)**

<b>Neraca Massa Screw Conveyor IV (J-321)</b>					
<b>Neraca Massa Aliran Masuk</b>			<b>Neraca Massa Aliran Keluar</b>		
Aliran <12> Garam industri dari <i>Rotary Dryer</i>			Aliran <13> Garam industri ke <i>Rotary Cooler</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,9974	6993,6028	NaCl	0,9974	6993,6028
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6781	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6781
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,6069	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,6069
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2680	MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2680
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6954	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6954
KCl	0,0004	2,6567	KCl	0,0004	2,6567
KBr	0,0001	0,6333	KBr	0,0001	0,6333
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0160	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0160
H <sub>2</sub> O	0,0011	7,6117	H <sub>2</sub> O	0,0011	7,6117
<b>Total &lt;12&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.011,7689</b>	<b>Total &lt;13&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.011,7689</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>7.011,7689</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>7.011,7689</b>

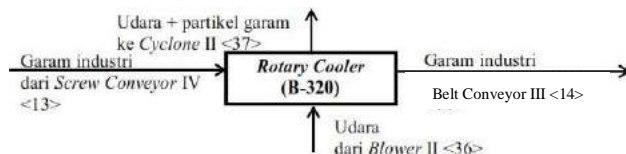
### 18. Rotary Cooler (B-320)

Fungsi : Menurunkan suhu garam industri menggunakan udara.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

2. Diharapkan komposisi garam yang terbawa oleh udara sebesar 0,1% dari komposisi garam Aliran <13>. (Geankoplis,2003)
3. Diharapkan H<sub>2</sub>O yang terdapat dalam Aliran <36> hanya 1 % terikut oleh Aliran <14>. (Geankoplis, 2003)
4. Proses secara adiabatik.

**Tabel IV.20 Neraca Massa Rotary Cooler (B-320)**

<b>Neraca Massa Rotary Cooler (B-320)</b>					
<b>Neraca Massa Aliran Masuk</b>			<b>Neraca Massa Aliran Keluar</b>		
Aliran <13> Garam industri dari <i>Screw Conveyor I</i>			Aliran <14> Garam industri ke <i>Belt Conveyor III</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,9975	6.993,6028	NaCl	0,9972	6986,6092
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6630	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6613
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,5924	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,5908
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2386	MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2354
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6891	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6884
KCl	0,0004	2,6327	KCl	0,0004	2,6301
KBr	0,0001	0,6276	KBr	0,0001	0,6270
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0158	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0158
H <sub>2</sub> O	0,0010	7,0182	H <sub>2</sub> O	0,0013	9,2852
<b>Total &lt;13&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.011,0802</b>	<b>Total &lt;14&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7006,3431</b>
Aliran <36> Udara dari <i>Blower II</i>			Aliran <37> Udara + partikel garam ke <i>Cyclone II</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,0000	0,0000	NaCl	0,0006	6,9936
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0017
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0016
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0032
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0007
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0026
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0006
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0185	226,6980	H <sub>2</sub> O	0,0183	224,4311
Udara	0,9815	12.060,0794	Udara	0,9812	12.060,0794
<b>Total &lt;36&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.286,7774</b>	<b>Total &lt;37&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.291,5145</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>19.297,8577</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>19.297,8577</b>

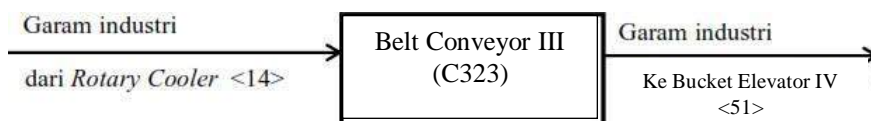
**19. Belt Conveyor III (J-323)**

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

**Tabel IV.21 Neraca Massa Belt Conveyor IV ( J-323)**

<b>Neraca Massa Screw Conveyor V (J-323)</b>	
<b>Neraca Massa Aliran Masuk</b>	<b>Neraca Massa Aliran Keluar</b>

Aliran <14> Garam industri dari <i>Rotary Cooler</i>			Aliran <51> Garam industri ke <i>Bucket Elevator IV</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,9971	6.986,6092	NaCl	0,9971	6.986,6092
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6764	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6764
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,6053	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,6053
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2648	MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2648
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6947	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6947
KCl	0,0004	2,6540	KCl	0,0004	2,6540
KBr	0,0001	0,6327	KBr	0,0001	0,6327
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0159	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0159
H <sub>2</sub> O	0,0014	9,8482	H <sub>2</sub> O	0,0014	9,8482
<b>Total &lt;14&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.007,0011</b>	<b>Total &lt;51&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.007,0011</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>7.007,0011</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>7.007,0011</b>

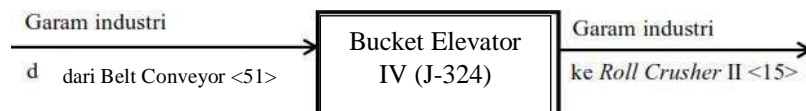
## 20. Bucket Elevator IV (J-324)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri dari Belt Conveyor ke Roll Crusher II.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

**Tabel IV.22 Neraca Massa Bucket Elevator IV ( J-323)**

Neraca Massa <i>Screw Conveyor V (J-323)</i>					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <14> Garam industri dari <i>Rotary Cooler</i>			Aliran <51> Garam industri ke <i>Bucket Elevator IV</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,9971	6.986,6092	NaCl	0,9971	6.986,6092
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6764	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6764
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,6053	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,6053
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2648	MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2648
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6947	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6947
KCl	0,0004	2,6540	KCl	0,0004	2,6540
KBr	0,0001	0,6327	KBr	0,0001	0,6327
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0159	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0159
H <sub>2</sub> O	0,0014	9,8482	H <sub>2</sub> O	0,0014	9,8482
<b>Total &lt;51&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.007,0011</b>	<b>Total &lt;15&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.007,0011</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>7.007,0011</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>7.007,0011</b>

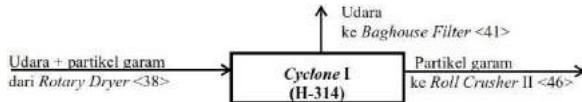
## 21. Cyclone I (H-314)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 52°C



- Asumsi : 1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).  
2. Efisiensi kerja *Cyclone I* = 95%. (Perry 7th Ed, 12-57)

Tabel IV.23 Neraca Massa *Cyclone I* (H-314)

Neraca Massa <i>Cyclone I</i> (H-314)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <38> Udara + partikel garam dari <i>Rotary Dryer</i>			Aliran <46> Partikel garam ke <i>Roll Crusher II</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,0003	7,0006	NaCl	0,1322	6,6506
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0017	CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0016
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0016	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0015
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0033	MgCl <sub>2</sub>	0,0001	0,0031
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0007	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0007
KCl	0,0000	0,0027	KCl	0,0001	0,0025
KBr	0,0000	0,0006	KBr	0,0000	0,0006
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0392	873,2932	H <sub>2</sub> O	0,8676	43,6647
Udara	0,9605	21402,2914	Udara	0,0000	0,0000
<b>Total &lt;38&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>22282,5957</b>	<b>Total &lt;46&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>50,3253</b>
			Aliran <41> Udara ke <i>Baghouse Filter</i>		
			<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>
			NaCl	0,0000	0,3500
			CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0001
			CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0001
			MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0002
			Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
			KCl	0,0000	0,0001
			KBr	0,0000	0,0000
			KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
			H <sub>2</sub> O	0,0373	829,6285
			Udara	0,9627	21402,2914
			<b>Total &lt;41&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>22232,2706</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>22.282,5957</b>		<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>22.282,5957</b>	



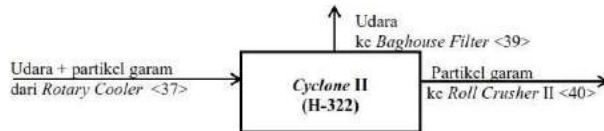
## 22. Cyclone II (H-322)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 59°C



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

2. Efisiensi kerja *Cyclone I* = 95%.(Perry 7th Ed,12-57)

**Tabel IV.24 Neraca Massa Cyclone II (H-322)**

Neraca Massa Cyclone II (H-322)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <37> Udara + partikel garam dari <i>Rotary Cooler</i>			Aliran <40> Partikel garam ke <i>Roll Crusher II</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,0006	6,9936	NaCl	0,3748	6,6439
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0017	CaSO <sub>4</sub>	0,0001	0,0016
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0016	CaCl <sub>2</sub>	0,0001	0,0015
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0033	MgCl <sub>2</sub>	0,0002	0,0031
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0007	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0007
KCl	0,0000	0,0027	KCl	0,0001	0,0025
KBr	0,0000	0,0006	KBr	0,0000	0,0006
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0183	221,4062	H <sub>2</sub> O	0,6246	11,0703
Udara	0,9812	11.897,5346	Udara	0,0000	0,0000
<b>Total &lt;37&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.125,9449</b>	<b>Total &lt;40&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>17,7243</b>
			Aliran <39> Udara ke <i>Baghouse Filter</i>		
			<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>
			NaCl	0,0000	0,3497
			CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0001
			CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0001
			MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0002
			Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
			KCl	0,0000	0,0001
			KBr	0,0000	0,0000
			KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
			H <sub>2</sub> O	0,0174	210,3359
			Udara	0,9826	11.897,5346
			<b>Total &lt;39&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.108,2207</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>12.125,9449</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>12.125,9449</b>

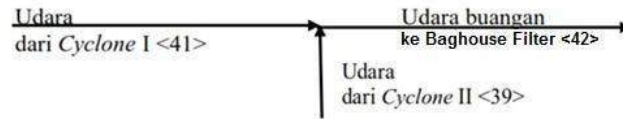
### 23. Meeting Point Udara

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).

**Tabel IV.25** Neraca Massa Pada *Meeting Point Udara*

<b>Neraca Massa Meeting Point Udara</b>					
<b>Neraca Massa Aliran Masuk</b>			<b>Neraca Massa Aliran Keluar</b>		
Aliran <39> Udara dari <i>Cyclone II</i>			Aliran <42> Udara buangan ke <i>Baghouse Filter</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,0000	0,3497	NaCl	0,0000	0,6997
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0001	CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0002
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0001	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0002
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0002	MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0003
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0001
KCl	0,0000	0,0001	KCl	0,0000	0,0003
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0001
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0174	210,3359	H <sub>2</sub> O	0,0303	1039,9644
Udara	0,9826	11.897,5346	Udara	0,9697	33.299,8262
<b>Total &lt;39&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.108,2207</b>	<b>Total &lt;42&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>34.340,4913</b>
Aliran <41> Udara dari <i>Cyclone I</i>					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
NaCl	0,0000	0,3500			
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0001			
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0001			
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0002			
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000			
KCl	0,0000	0,0001			
KBr	0,0000	0,0000			
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000			
H <sub>2</sub> O	0,0373	829,6285			
Udara	0,9627	21402,2916			
<b>Total &lt;41&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>22232,2706</b>			
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>34.340,4913</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>34.340,4913</b>

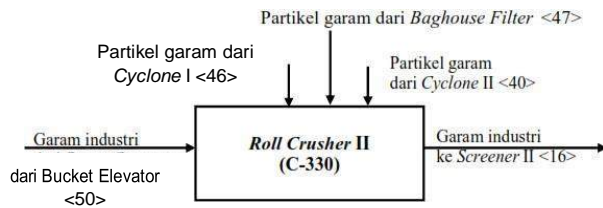
## 24. Roll Crusher II (C-330)

Fungsi : Mengecilkan ukuran partikel garam industri menjadi 1 mm.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

**Tabel IV.26** Neraca Massa Roll Crusher II (C-330)

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <15> Garam industri dari <i>Bucket Elevator IV</i>			Aliran <16> Garam industri ke <i>Screener II</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,9971	6.986,6092	NaCl	0,9887	7.217,1133
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6764	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,7318
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,6053	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,6583
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2648	MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,3725
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6947	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,7176
KCl	0,0004	2,6540	KCl	0,0004	2,7416
KBr	0,0001	0,6327	KBr	0,0001	0,6535
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0159	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0165
H <sub>2</sub> O	0,0014	9,8482	H <sub>2</sub> O	0,0099	71,9412
<b>Total &lt;15&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.007,0011</b>	<b>Total &lt;16&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.299,9461</b>
Aliran <46> Partikel garam dari Cyclone I					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
NaCl	0,1322	6,6506			
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0016			
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0015			
MgCl <sub>2</sub>	0,0001	0,0031			
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0007			
KCl	0,0001	0,0025			
KBr	0,0000	0,0006			
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000			
H <sub>2</sub> O	0,8676	43,6647			
<b>Total &lt;46&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>50,3253</b>			
Aliran <40> Partikel garam dari Cyclone II					

<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>			
NaCl	0,3748	6,6439			
CaSO <sub>4</sub>	0,0001	0,0016			
CaCl <sub>2</sub>	0,0001	0,0015			
MgCl <sub>2</sub>	0,0002	0,0031			
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0007			
KCl	0,0001	0,0025			
KBr	0,0000	0,0006			
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000			
H <sub>2</sub> O	0,6246	11,0703			
<b>Total &lt;40&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>17,7243</b>			
<b>Aliran &lt;47&gt; Partikel garam dari Baghouse Filter</b>					
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>			
NaCl	0,1181	0,6962			
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0002			
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0002			
MgCl <sub>2</sub>	0,0001	0,0003			
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0001			
KCl	0,0000	0,0003			
KBr	0,0000	0,0001			
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000			
H <sub>2</sub> O	0,8818	5,1998			
<b>Total &lt;47&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>5,8971</b>			
<b>Aliran &lt;50&gt; Partikel garam dari Bucket Elevator</b>					
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>			
NaCl	0,9887	216,5134			
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	0,0520			
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	0,0497			
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	0,1012			
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,0215			
KCl	0,0004	0,0822			
KBr	0,0001	0,0196			
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0005			
H <sub>2</sub> O	0,0099	2,1582			
total <50>	1,0000	218,9984			
<b>TOTAL ALIRAN MASUK</b>		<b>7.299,9461</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>7.299,9461</b>

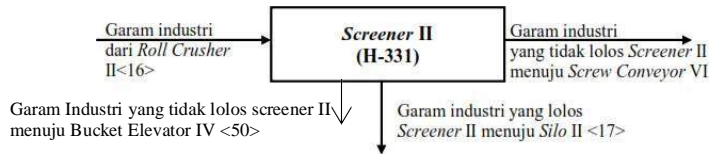
### 25. Screener II (H-331)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

2. Diharapkan 95% garam industri yang lolos dari Screener II dan 2% garam industri yang tidak lolos dari Screener II akan menuju Belt Conveyor untuk dijadikan sebagai bahan baku pembuatan brine dan 3% menuju Bucket Elevator untuk diolah kembali di roll crusher

**Tabel IV.27** Neraca Massa Screener II (H-331)

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <16> Garam industri dari Roll Crusher II			Aliran <17> Garam industri yang lolos Screener II menuju Silo II		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,9887	7.217,1133	NaCl	0,9887	6.856,2576
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,7318	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6452
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,6583	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,5753
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,3725	MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2039
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,7176	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6817
KCl	0,0004	2,7416	KCl	0,0004	2,6045
KBr	0,0001	0,6535	KBr	0,0001	0,6209
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0165	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0156
H <sub>2</sub> O	0,0099	71,9412	H <sub>2</sub> O	0,0099	68,3441
<b>Total &lt;16&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.299,9461</b>	<b>Total &lt;17&gt;</b>	<b>6.935,9488</b>	<b>6.934,9488</b>
Aliran <19> Garam industri yang tidak lolos Screener II menuju Belt Conveyor			aliran <50> Garam industri yang tidak lolos Screener II menuju Bucket Elevator		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,9887	144,3423	NaCl	0,9887	216,5134
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	0,0346	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	0,0520
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	0,0332	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	0,0497
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	0,0674	MgCl <sub>2</sub>	0,0005	0,1012
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,0144	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,0215
KCl	0,0004	0,0548	KCl	0,0004	0,0822
KBr	0,0001	0,0131	KBr	0,0001	0,0196
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0003	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0005

H <sub>2</sub> O	0,0099	1,4388	H <sub>2</sub> O	0,0099	2,1582
<b>Total &lt;19&gt;</b>	<b>146,9989</b>	<b>145,9989</b>	total <50>	1,0000	<b>218,9984</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>7.299,9461</b>		<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>7.299,9461</b>

## 26. Silo II (F-333)

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 IV.28** Neraca Massa Silo II (F-332)

Neraca Massa Silo II (F-332)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <17> Garam industri dari Screener II			Aliran <18> Garam industri ke Salt Storage		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,9887	6.856,2576	NaCl	0,9887	6.856,2576
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6452	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6452
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,5753	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,5753
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2039	MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2039
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6817	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6817
KCl	0,0004	2,6045	KCl	0,0004	2,6045
KBr	0,0001	0,6209	KBr	0,0001	0,6209
KIO <sub>3</sub>	0,0000002	0,0156	KIO <sub>3</sub>	0,0000002	0,0156
H <sub>2</sub> O	0,0098	68,0139	H <sub>2</sub> O	0,0098	68,0139
<b>Total &lt;17&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>6.934,6186</b>	<b>Total &lt;18&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>6.934,6186</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>6.934,6186</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>6.934,6186</b>

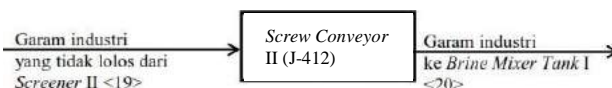
## 27. Screw Conveyor II (J-412)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

**Tabel IV.29 Neraca Massa Screw Conveyor II ( J-412)**

<b>Neraca Massa Screw Conveyor VI (J-412)</b>					
<b>Neraca Massa Aliran Masuk</b>			<b>Neraca Massa Aliran Keluar</b>		
Aliran <19> Garam industri yang tidak lolos dari <i>Screener II</i>			Aliran <20> Garam industri ke <i>Brine Mixer Tank I</i>		
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>
NaCl	0,9887	144,3423	NaCl	0,9887	144,3423
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	0,0346	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	0,0346
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	0,0332	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	0,0332
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	0,0674	MgCl <sub>2</sub>	0,0005	0,0674
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,0144	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,0144
KCl	0,0004	0,0548	KCl	0,0004	0,0548
KBr	0,0001	0,0131	KBr	0,0001	0,0131
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0003	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0003
H <sub>2</sub> O	0,0099	1,4388	H <sub>2</sub> O	0,0099	1,4388
<b>Total &lt;19&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>145,9989</b>	<b>Total &lt;20&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>145,9989</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>145,9989</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>145,9989</b>

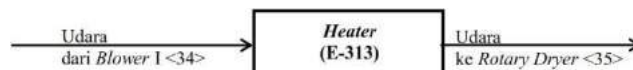
**28. Heater (E-313)**

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).

**Tabel IV.30 Neraca Massa Heater (E-313)**

<b>Neraca Massa Heater (E-313)</b>					
<b>Neraca Massa Aliran Masuk</b>			<b>Neraca Massa Aliran Keluar</b>		
Aliran <34> Udara dari <i>Blower I</i>			Aliran <35> Udara ke <i>Rotary Dryer</i>		
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>
NaCl	0,0000	0,0000	NaCl	0,0000	0,0000
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0185	402,3073	H <sub>2</sub> O	0,0185	402,3073

Udara	0,9815	21.402,2914	Udara	0,9815	21.402,2914
<b>Total &lt;34&gt;</b>	1,0000	21.804,5987	<b>Total &lt;35&gt;</b>	1,0000	21.804,5987
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>21.804,5987</b>		<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>21.804,5987</b>	

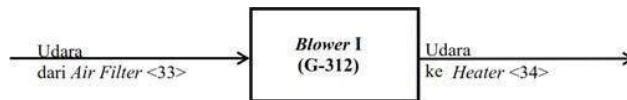
### 29. Blower I (G-312)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

**Tabel IV.31 Neraca Massa Blower I (G-312)**

Neraca Massa Blower I (G-312)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <33> Udara dari <i>Air Filter</i>			Aliran <34> Udara ke <i>Heater</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,0000	0,0000	NaCl	0,0000	0,0000
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0185	402,3073	H <sub>2</sub> O	0,0185	402,3073
Udara	0,9815	21.402,2914	Udara	0,9815	21.402,2914
<b>Total &lt;33&gt;</b>	1,0000	21.804,5987	<b>Total &lt;34&gt;</b>	1,0000	21.804,5987
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>21.804,5987</b>		<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>21.804,5987</b>	

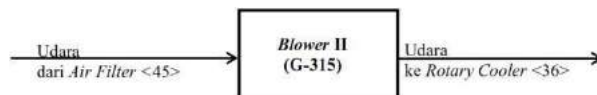
### 30. Blower II (G-315)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

**Tabel IV.32 Neraca Massa Blower II (G-315)**

Neraca Massa Blower II (G-315)	
Neraca Massa Aliran Masuk	Neraca Massa Aliran Keluar
Aliran <45> Udara dari <i>Air Filter</i>	Aliran <36> Udara ke <i>Rotary Cooler</i>



Filter			Cooler		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,0000	0,0000	NaCl	0,0000	0,0000
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0185	223,6426	H <sub>2</sub> O	0,0185	223,6426
Udara	0,9815	11.897,5346	Udara	0,9815	11.897,5346
<b>Total &lt;45&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.121,1772</b>	<b>Total &lt;36&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.121,1772</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>12.121,1772</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>12.121,1772</b>

31.

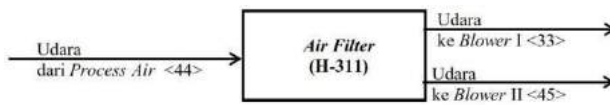
**Air Filter (H-311)**

Fungsi : Sebagai alat penyaring debu yang terbawa oleh udara.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



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

**Tabel IV.33 Neraca Massa Air Filter (H-311)**

Neraca Massa Air Filter (H-311)					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <44> Udara dari <i>Process Air</i>			Aliran <33> Udara ke <i>Blower I</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,0000	0,0000	NaCl	0,0000	0,0000
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0185	625,9499	H <sub>2</sub> O	0,0185	402,3073
Udara	0,9815	33299,8260	Udara	0,9815	21402,2914
<b>Total &lt;44&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>33.925,7759</b>	<b>Total &lt;33&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>21.804,5987</b>
			Aliran <45> Udara ke <i>Blower II</i>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			NaCl	0,0000	0,0000
			CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000

		CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
		MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
		Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
		KCl	0,0000	0,0000
		KBr	0,0000	0,0000
		KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
		H <sub>2</sub> O	0,0185	223,6426
		Udara	0,9815	11.897,5346
		<b>Total &lt;45&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.121,1772</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>33.925,7759</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>33.925,7759</b>	

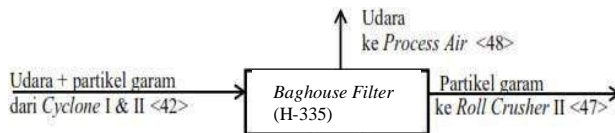
### 32. *Baghouse Filter* (H-335)

Fungsi : Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara gabungan.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 56°C



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

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

**Tabel IV.34** Neraca Massa *Baghouse Filter* (H-334)

<b>Neraca Massa <i>Baghouse Filter</i> (H-335)</b>					
<b>Neraca Massa Aliran Masuk</b>			<b>Neraca Massa Aliran Keluar</b>		
Aliran <42> Udara + partikel garam dari <i>Cyclone I &amp; II</i>			Aliran <47> Partikel garam ke <i>Roll Crusher II</i>		
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>
NaCl	0,0000	0,6997	NaCl	0,1181	0,6962
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0002	CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0002
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0002	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0002
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0003	MgCl <sub>2</sub>	0,0001	0,0003
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0001	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0001
KCl	0,0000	0,0003	KCl	0,0000	0,0003
KBr	0,0000	0,0001	KBr	0,0000	0,0001
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0303	1039,9644	H <sub>2</sub> O	0,8818	5,1998
Udara	0,9697	33.299,8262	Udara	0,0000	0,0000
<b>Total &lt;42&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>34.340,4913</b>	<b>Total &lt;47&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>5,8971</b>
			Aliran <48> Udara ke <i>Process Air</i>		
			<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>
			NaCl	0,0000	0,0035
			CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000
			CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
			MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
			Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000

		KCl	0,0000	0,0000
		KBr	0,0000	0,0000
		KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
		H <sub>2</sub> O	0,0301	1.034,7646
		Udara	0,9699	3.3299,8262
		<b>Total &lt;48&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>34.334,5942</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>34.340,4913</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>34.340,4913</b>	

## IV.2 Neraca Energi

Tabel IV.35 Data *Heat Capacity* Komponen

Data <i>Heat Capacity</i>			
Komponen	BM (kg/kmol)	Phase*)	<i>Heat Capacity</i> (Cp, kkal/kmol.K)
NaCl	58,4423	C	10,79 + 0,00420 T
		L	15,9
CaSO <sub>4</sub>	136,1417	C	18,52 + 0,02197 T - 156800/T <sup>2</sup>
CaCl <sub>2</sub>	110,9831	C	16,9 + 0,00386 T
MgCl <sub>2</sub>	95,2101	C	17,3 + 0,00377 T
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	146,3388	C	10,87 + 0,008712 T - 241200/T <sup>2</sup>
KCl	74,5508	C	10,93 + 0,00376 T
KBr	119,0018	C	11,49 + 0,00360 T
KIO <sub>3</sub>	214,0001	C	6,02 + 0,053 T
H <sub>2</sub> O	18,0153	L	4,373 + 0,113 T - 0,0003 T <sup>2</sup>
		G	8,22 + 0,00015 T + 0,00000134 T <sup>2</sup>
NaOH	39,9971	C	0,46
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	105,9885	C	28,9
CaCO <sub>3</sub>	100,0870	C	19,68 + 0,01189 T - 307600/T <sup>2</sup>
Mg(OH) <sub>2</sub>	58,3197	C	18,2
Ca(OH) <sub>2</sub>	74,0927	C	21,4

Keterangan (Perry, 2008):

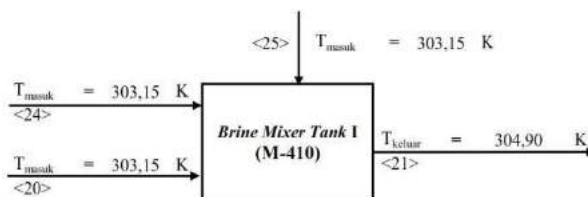
C = *solid*  
L = *liquid*  
G = *gas*

### 1. Brine Mixer Tank II (M-410)

Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara garam industri dengan H<sub>2</sub>O untuk membuat *brine*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm Suhu Operasi = 303,15 K T<sub>ref</sub> = 298,15 K



Asumsi : Proses terjadi secara adibatis.

Tabel IV.36 Neraca Energi *Brine Mixer Tank II* (M-410) Pada Saat *Start Up*

Neraca Energi <i>Brine Mixer Tank II</i> (M-410) Pada Saat <i>Start Up</i>			
Neraca Energi Aliran Masuk		Neraca Energi Aliran Keluar	
Aliran <20> Garam industri dari <i>Screw Conveyor II</i>		Aliran <21> <i>Brine</i> ke <i>Mixer Tank II &amp; Screw Washer</i>	
Komponen	H (kkal/jam)	Komponen	H (kkal/jam)
NaCl	13.654	NaCl	18.431
CaSO <sub>4</sub>	21	CaSO <sub>4</sub>	29
CaCl <sub>2</sub>	46	CaCl <sub>2</sub>	62
MgCl <sub>2</sub>	33	MgCl <sub>2</sub>	45
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0
KCl	0	KCl	0
KBr	0	KBr	0
KIO <sub>3</sub>	0	KIO <sub>3</sub>	0
H <sub>2</sub> O	8.001	H <sub>2</sub> O	915.579
<b>Total &lt;20&gt;</b>	<b>21.756</b>	<b>Total &lt;21&gt;</b>	<b>934.146</b>
Aliran <24> H <sub>2</sub> O			
Komponen	H (kkal/jam)		
H <sub>2</sub> O	665.447		
<b>Total &lt;24&gt;</b>	<b>665.447</b>		
Aliran <25> <i>Pure Brine Recycle</i>		Q Pelarutan	
Komponen	H (kkal/jam)	Komponen	H (kkal/jam)
NaCl	0	NaCl	-263.503
CaSO <sub>4</sub>	0	CaSO <sub>4</sub>	929
CaCl <sub>2</sub>	0	CaCl <sub>2</sub>	2.495
MgCl <sub>2</sub>	0	MgCl <sub>2</sub>	13.136
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0
KCl	0	KCl	0
KBr	0	KBr	0
KIO <sub>3</sub>	0	KIO <sub>3</sub>	0
H <sub>2</sub> O	0	Total H Pelarutan	-246.943
<b>Total &lt;25&gt;</b>	<b>0</b>		
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>687.203</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>687.203</b>

## 2. Brine Mixer Tank III (M-420)

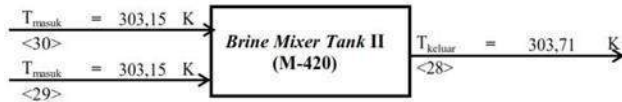
Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara brine kotor dengan chemicals (koagulan) untuk memurnikan brine.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu Operasi = 303,15 K

Tref = 298,15 K



Asumsi : Proses terjadi secara adiabatis

**Tabel IV.37** Neraca Energi *Brine Mixer Tank II (M-420)*

Neraca Energi <i>Brine Mixer Tank II (M-420)</i>			
Neraca Energi Aliran Masuk		Neraca Energi Aliran Keluar	
Aliran <29> <i>Brine</i> kotor dari <i>Brine Tank I</i>		Aliran <28> <i>Brine &amp; Pengotor</i> ke <i>Clarifier</i>	
Komponen	H(kkal/jam)	Komponen	H(kkal/jam)
NaCl	13.620,0613	NaCl	14.663,0061
CaSO <sub>4</sub>	73,0700	CaSO <sub>4</sub>	76,9159
CaCl <sub>2</sub>	90,1934	CaCl <sub>2</sub>	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	147,7229	MgCl <sub>2</sub>	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	9,6040	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000
KCl	79,8565	KCl	84,0352
KBr	12,4311	KBr	13,0815
KIO <sub>3</sub>	0,3058	KIO <sub>3</sub>	0,3220
H <sub>2</sub> O	112.222,7455	H <sub>2</sub> O	117.913,7486
NaOH	0,0000	NaOH	0,0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000
CaCO <sub>3</sub>	0,0000	CaCO <sub>3</sub>	141,7901
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	Mg(OH) <sub>2</sub>	170,2883
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000
<b>Total &lt;29&gt;</b>	<b>126.255,9905</b>	<b>Total &lt;28&gt;</b>	<b>133.063,1878</b>
Aliran <30> <i>Chemicals</i> (koagulan)		H reaksi	
Komponen	H(kkal/jam)	Komponen	H(kkal/jam)
NaCl	0	NaCl	-628.890
CaSO <sub>4</sub>	0	CaSO <sub>4</sub>	0
CaCl <sub>2</sub>	0	CaCl <sub>2</sub>	307.974
MgCl <sub>2</sub>	0	MgCl <sub>2</sub>	484.890
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	104.320
KCl	0	KCl	0
KBr	0	KBr	0

KIO <sub>3</sub>	0.0000	KIO <sub>3</sub>	0
H <sub>2</sub> O	0.0000	H <sub>2</sub> O	-54.466
NaOH	7,3690	NaOH	645.339
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	144,2482	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	435.397
CaCO <sub>3</sub>	0.0000	CaCO <sub>3</sub>	-698.677
Mg(OH) <sub>2</sub>	0.0000	Mg(OH) <sub>2</sub>	-797.821
Ca(OH) <sub>2</sub>	37,7582	Ca(OH) <sub>2</sub>	187.815
<b>Total &lt;30&gt;</b>	<b>189,3754</b>	<b>Total Q reaksi</b>	<b>-6.617,8220</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>126.445.3659</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>126.445.3659</b>

### 3. Rotary Dryer (B-310)

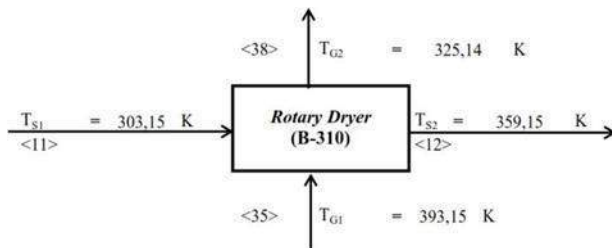
Fungsi : Mengurangi kadar H<sub>2</sub>O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu Operasi = 313,15 K

Tref = 298,15 K



**Tabel IV.38** Neraca Energi *Rotary Dryer* (B-310)

Neraca Energi <i>Rotary Dryer</i> (B-310)			
Neraca Energi Aliran Masuk		Neraca Energi Aliran Keluar	
Aliran <11> Garam dari <i>Centrifuge</i>		Aliran <12> Garam industri ke <i>Screw Conveyor IV</i>	
Komponen	H(kkal/jam)	Komponen	H(kkal/jam)
NaCl	8.689,6075	NaCl	89.081,8657
CaSO <sub>4</sub>	2,0851	CaSO <sub>4</sub>	21,3753
CaCl <sub>2</sub>	1,9966	CaCl <sub>2</sub>	20,4680
MgCl <sub>2</sub>	4,0606	MgCl <sub>2</sub>	41,6270
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,8640	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	8,8571
KCl	3,3009	KCl	33,8397
KBr	0,7869	KBr	8,0668
KIO <sub>3</sub>	0,0198	KIO <sub>3</sub>	0,2033
H <sub>2</sub> O	0,0213	H <sub>2</sub> O	888,9405
<b>Total &lt;11&gt;</b>	<b>8.702,7427</b>	<b>Total &lt;12&gt;</b>	<b>90.105,2435</b>
Aliran <35> Udara dari <i>Heater</i>		Aliran <38> Udara + partikel garam ke <i>Cyclone I</i>	
Komponen	H(kkal/jam)	Komponen	H(kkal/jam)
NaCl	0	NaCl	393,8194
CaSO <sub>4</sub>	0	CaSO <sub>4</sub>	0,0945
CaCl <sub>2</sub>	0	CaCl <sub>2</sub>	0,0905

MgCl <sub>2</sub>	0	MgCl <sub>2</sub>	0,1840
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0392
KCl	0	KCl	0,1496
KBr	0	KBr	0,0357
KIO <sub>3</sub>	0	KIO <sub>3</sub>	0,0009
H <sub>2</sub> O	16	H <sub>2</sub> O	15,6695
Udara	1.531.814,2474	Udara	1.348.683,0811
<b>Total &lt;35&gt;</b>	<b>1.531.829,8956</b>	<b>Total &lt;38&gt;</b>	<b>1.348.272,9979</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>749.094,2935</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>749.094,2935</b>

#### 4. Rotary Cooler (B-320)

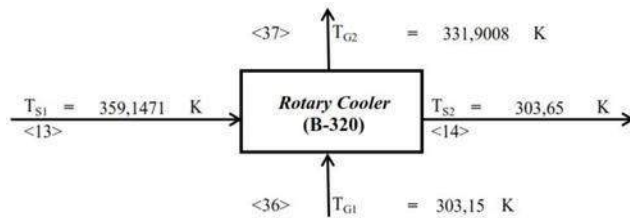
Fungsi : Menurunkan suhu produk garam dengan menggunakan udara.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu Operasi = 303,15 K

Tref = 298,15 K



Asumsi : Proses terjadi secara adibatis.

**Tabel IV.39** Neraca Energi Rotary Cooler (B-320)

Neraca Energi Rotary Cooler (B-320)			
Neraca Energi Aliran Masuk		Neraca Energi Aliran Keluar	
Aliran <13> Garam industri dari Screw Conveyor IV		Aliran <14> Garam industri ke Screw Conveyor V	
Komponen	H(kkal/jam)	Komponen	H(kkal/jam)
NaCl	90799,4978	NaCl	7808,9636
CaSO <sub>4</sub>	21,7875	CaSO <sub>4</sub>	1,8738
CaCl <sub>2</sub>	20,8627	CaCl <sub>2</sub>	1,7942
MgCl <sub>2</sub>	42,4297	MgCl <sub>2</sub>	3,6490
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	9,0279	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,7764
KCl	34,4922	KCl	2,9664
KBr	8,2224	KBr	0,7071
KIO <sub>3</sub>	0,2072	KIO <sub>3</sub>	0,0178
H <sub>2</sub> O	6.809,4859	H <sub>2</sub> O	8.991,1396
<b>Total &lt;13&gt;</b>	<b>97.746,0132</b>	<b>Total &lt;14&gt;</b>	<b>16.811,8880</b>
Aliran <36> Udara dari Blower II		Aliran <37> Udara + partikel garam ke Cyclone II	
Komponen	H(kkal/jam)	Komponen	H(kkal/jam)
NaCl	0,0000	NaCl	948,4292
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	CaSO <sub>4</sub>	0,2276
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	CaCl <sub>2</sub>	0,2179
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	MgCl <sub>2</sub>	0,4432
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0943

KCl	0,0000	KCl	0,3603
KBr	0,0000	KBr	0,0859
KIO <sub>3</sub>	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0022
H <sub>2</sub> O	32.180,9827	H <sub>2</sub> O	2.172,1799
Udara	9,4738	Udara	216.100,0073
<b>Total &lt;36&gt;</b>	<b>32.190,4565</b>	<b>Total &lt;37&gt;</b>	<b>212.977,9668</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>108.244,7330</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>108.244,7330</b>

### 5. Heater (E-313)

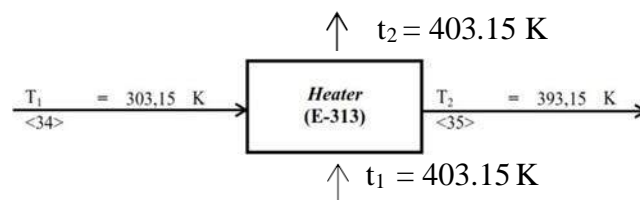
Fungsi : Sebagai alat untuk memanaskan udara Menjadi 120°C sebelum masuk Rotary Dryer.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu Operasi = 393,15 K

Tref = 298,15 K



Asumsi : Proses terjadi secara adibatis.

**Tabel IV.40** Neraca Energi Heater (E-313)

<b>Neraca Energi Heater (E-313)</b>			
<b>Neraca Energi Aliran Masuk</b>		<b>Neraca Energi Aliran Keluar</b>	
Aliran <34> Udara dari <i>Blower I</i>		Aliran <35> Udara ke <i>Rotary Dryer</i>	
<b>Komponen</b>	<b>H(kkal/jam)</b>	<b>Komponen</b>	<b>H(kkal/jam)</b>
NaCl	0	NaCl	0
CaSO <sub>4</sub>	0	CaSO <sub>4</sub>	0
CaCl <sub>2</sub>	0	CaCl <sub>2</sub>	0
MgCl <sub>2</sub>	0	MgCl <sub>2</sub>	0
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0
KCl	0	KCl	0
KBr	0	KBr	0
KIO <sub>3</sub>	0	KIO <sub>3</sub>	0
H <sub>2</sub> O	936,6499	H <sub>2</sub> O	18003,1375
Udara	25782,3400	Udara	498067,5140
<b>Total &lt;34&gt;</b>	<b>26.718,9899</b>	<b>Total &lt;35&gt;</b>	<b>516.070,6516</b>
Aliran <i>Steam</i> Masuk		Aliran <i>Steam</i> Keluar	
<b>Komponen</b>	<b>H(kkal/jam)</b>	<b>Komponen</b>	<b>H(kkal/jam)</b>
<i>Steam</i>	26719,0194	<i>Steam</i>	516071,2213
<b>Total <i>Steam</i> Masuk</b>	<b>612.312,5830</b>	<b>Total <i>Steam</i> Keluar</b>	<b>122.960,3811</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>639.031,6024</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>639.031,6024</b>





## BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

### V.1 Daftar Peralatan

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

#### 1. Gudang Bahan Baku (F-111)

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

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Gudang Bahan Baku (F-111)
Fungsi	Untuk menyimpan bahan baku garam rakyat sebagai persediaan produksi garam industri
Tipe	Housing
Bentuk Bangunan	Pondasi Berbentuk Persegi panjang dengan atap tertutup
Bahan Konstruksi	Beton Bertulang
Kapasitas (ton)	2.602,6353
Volume Gudang (m <sup>3</sup> )	1.583,2736
Tinggi Gudang (m)	8
Panjang Gudang (m)	14,0680
Lebar Gudang (m)	14,0680
Jumlah (unit)	1

#### 2. Belt Conveyor I (J-112)

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

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Belt Conveyor (C-112)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat dari gudang bahan baku menuju bucket elevator I
Tipe	Troughed Belt
Kapasitas (ton)	7,746
Bahan Konstruksi	Rubber
Jumlah (unit)	1
Panjang Belt (m)	50
Lebar Belt (m)	0,7
Kecepatan Belt (m/jam)	1.709,662
Power Operasi (hp)	4

#### 3. Bucket Elevator I (J-113)

**Tabel V.3** Spesifikasi *Bucket Elevator* I (J-113)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Bucket Elevator I (J-113)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat dari belt conveyor I menuju roll crusher I
Tipe	Continuous Bucket on Chain

Kapasitas (ton)	7,746
Bahan	Carbon Steel
Tinggi Bucket (m)	8
Size of lumps handle (m)	0,0254
Kecepatan Bucket (m/jam)	670,301
Head Shaft (rpm)	6,842
Power Head Shaft (hp)	1
Bucket Spacing (m)	0,2032

#### 4. Roll Crusher I (C-110)

**Tabel V.4** Spesifikasi Roll Crusher I (C-110)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	Roll Crusher I (C-110)
Fungsi	Mengecilkan ukuran partikel garam rakyat menjadi 4 mm untuk mengoptimalkan proses washing.
Tipe	Double roll crusher
Kapasitas (ton/jam)	10,871
Bahan Konstruksi	High Alloy Steel
Diameter Roll (m)	0,1988
Kecepatan rotasi (rpm)	28,252
Ukuran Feed (mm)	10
Ukuran Produk (mm)	4
Reduction Ratio	2,5
Power (hp)	8
Jumlah (unit)	1

#### 5. Screener I (H-113)

**Tabel V.5** Spesifikasi Screener I (H-113)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	Screener I (H-113)
Fungsi	Menyaring garam rakyat sehingga didapatkan garam rakyat dengan ukuran maksimal 4 mm.
Tipe	High Speed vibrating screen
Kapasitas (ton/jam)	8,154
Bahan Konstruksi	Carbon Steel
Luas Screen (m <sup>2</sup> )	1,406
Jumlah (Unit)	1

#### 6. Bucket Elevator II (J-114)

**Tabel V.6** Spesifikasi Bucket Elevator II (J-114)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	Bucket Elevator I (J-114)

Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat yang <i>oversize</i> (lebih dari 4 mm) dari screener I kembali ke <i>roll crusher</i> I
Tipe	Continuous Bucket on Chain
Kapasitas (ton/jam)	0,4077
Bahan	Carbon Steel
Tinggi Bucket (m)	8
Size of lumps handle (m)	0,0254
Kecepatan Bucket (m/jam)	35,279
Head Shaft (rpm)	0,360
Power Head Shaft (hp)	1
Bucket Spacing (m)	0,2032
Jumlah (Unit)	1

### 7. Belt Conveyor II (J-211)

**Tabel V.7 Spesifikasi Belt Conveyor II (J-211)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	Belt Conveyor II (J-211)
Fungsi	Mengangkut garam rakyat dari screener I menuju bucket elevator III
Tipe	Troughed Belt
Kapasitas (ton/jam)	7,746
Bahan Konstruksi	Rubber
Jumlah (unit)	1
Panjang Belt (m)	50
Lebar Belt (m)	0,7
Kecepatan Belt (m/jam)	1.709,654
Power Operasi (hp)	4
Jumlah (unit)	1

### 8. Bucket Elevator III (J-212)

**Tabel V.8 Spesifikasi Bucket Elevator III (J-212)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	Bucket Elevator III (J-212)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat dari belt conveyor II menuju silo I
Tipe	Continuous Bucket on Chain
Kapasitas (ton/jam)	7,7459
Bahan	Carbon Steel
Tinggi Bucket (m)	15
Size of lumps handle (m)	0,0254
Kecepatan Bucket (m/jam)	670,301

Head Shaft (rpm)	6,842
Power Head Shaft (hp)	1
Bucket Spacing (m)	0,2032
Jumlah (unit)	1

### 9. Silo I (F-213)

**Tabel V.9** Spesifikasi Silo I (F-213)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Silo I (F-213)</i>
Fungsi	Sebagai tempat penampungan sementara garam rakyat sebelum masuk ke <i>Brine Mixer Tank I</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)	7,746
Volume silo (ft <sup>3</sup> )	166,407
Conical Angle	90
Diameter Dalam (in)	60
Tinggi Silinder (ft)	7,386
Tebal silinder (in)	0,1875
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,750
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Tinggi Tutup Atas (ft)	0,832
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Jumlah (unit)	1

### 10. Brine Mixer Tank I (M-210)

**Tabel V.10** Spesifikasi *Brine Mixer Tank I (M-210)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Brine Mixer Tank I (M-210)</i>
Fungsi	Sebagai tangki pencampuran antara garam rakyat dengan brine (proses pencucian I)
Tipe	Silinder dengan tutup atas dan bawah standard dished head
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316.</i>
Kapasitas (ton)	4
Volume (ft <sup>3</sup> )	96
Tinggi (ft)	8
Diameter Dalam (in)	54
Diameter Nozzle Aliran <8> (in)	1,00
Diameter Nozzle Aliran <9> (in)	2
Diameter Nozzle Aliran <42> (in)	1,25
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Jenis Pengaduk	<i>Six blade open turbine.</i>

<i>Kecepatan Pengaduk (rpm)</i>	90
<i>Power (hp)</i>	4
Jumlah (unit)	1

### 11. Screw Washer (J-220)

**Tabel V.11** Spesifikasi *Screw Washer* (J-220)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	<i>Screw Washer</i> (J-220)
Fungsi	Untuk proses pencucian garam dengan brine (proses pencucian II)
Tipe	Conveyor dengan solid screw dan dilengkapi dengan intermediete bearing
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel.</i>
Kapasitas (ton/jam)	64,162
Diameter <i>Screw</i> (in)	19,813
Panjang <i>Screw</i> (in)	178,42
<i>Screw Rotation Speed</i> (rpm)	27,015
<i>Load Propulsion Rate</i> (ft/s)	0,595
<i>Inclination</i> (°)	0
<i>Torque</i> (lb/ft)	10.219,478
<i>Power</i> (Hp)	53
Jumlah (unit)	1

### 12. Centrifuge (H-230)

**Tabel V.12** Spesifikasi *Centrifuge* (H-230)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	Centrifuge (H-230)
Fungsi	Untuk proses pemisahan brine dengan garam
Tipe	<i>Disk bowl centrifuge</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel.</i>
Kapasitas (ton/jam)	9,874
Tinggi <i>centrifuge</i> (ft)	0,137
Diameter <i>bowl</i> (in)	13
Diameter <i>disc</i> (in)	4,1
<i>settling velocity</i> (ft/s)	11
<i>Rotating Speed</i> (rpm)	7.500
<i>Residence Time</i> (s)	0,02
<i>Power</i> (hp)	6
Jumlah (unit)	1

### 13. Air filter (H-313)

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

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
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)	34,119
<i>Filter Area</i> (ft <sup>2</sup> )	14,73
Jumlah (unit)	1

#### 14. Blower I (G-312)

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

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Blower I (G-312)
Fungsi	Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari Air Filter ke Heater
Tipe	<i>Single stage blower discharge pressure.</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel.</i>
Kapasitas (ft <sup>3</sup> /jam)	648.163
<i>Power</i> (hp)	6
Jumlah (unit)	1

#### 15. Blower II (G-315)

**Tabel V.15** Spesifikasi *Blower II* (G-315)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Blower II</i> (G-315)
Fungsi	Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari Air Filter ke Rotary Cooler
Tipe	<i>Single stage blower discharge pressure.</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel.</i>
Kapasitas (ft <sup>3</sup> /jam)	364.770
<i>Power</i> (hp)	4
Jumlah (unit)	1

#### 16. Heater (E-313)

**Tabel V.16** Spesifikasi *Heater* (E-313)

Spesifikasi	Keterangan		
Nama Alat	<i>Heater</i> (E-313)		
Fungsi	Sebagai alat untuk memanaskan udara menjadi 120°C		
Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>		
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel Type 304</i>		
<i>Shell</i>	ID	=	33 in
	<i>Baffle Spacing</i>	=	70 in
	Jumlah <i>Baffle</i>	=	2
	$\Delta P$	=	0,0136 psi
<i>Tube</i>	OD	=	1 in
	ID	=	0,902 in
	BWG	=	18
	<i>Pitch</i>	=	1,25 <i>in triangular</i>
	Panjang	=	10 ft
	Jumlah <i>Tube</i>	=	522

	Jumlah <i>Passes</i>	=	2	
	$\Delta P$	=	2,3291	psi
<i>Dirt Factor</i> (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	0,0301			
Luas Area (ft <sup>2</sup> )	1.364			
Jumlah (unit)	1			

### 17. Rotary Dryer (B-310)

**Tabel V.17** Spesifikasi *rotary dryer* (B-310)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	Rotary Dryer (B-310)
Fungsi	Mengurangi kadar H <sub>2</sub> O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas.
Tipe	<i>Direct Heat Rotary Dryer.</i>
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316.</i>
Bahan Insulasi	<i>Wool.</i>
Kapasitas (ton/jam)	2
Diameter Dalam (in)	52
Panjang (ft)	23
Tebal Insulasi (in)	2
<i>Power</i> (hp)	70
Jumlah (unit)	1

### 18. Cyclone I (H-314)

**Tabel V.18** Spesifikasi *Cyclone I* (H-314)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	<i>Cyclone I</i> (H-314)
Fungsi	Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari Rotary Dryer
Tipe	<i>Tangential Inlet Cyclone Separator.</i>
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316.</i>
Kapasitas (ton/jam)	23
Kecepatan Gas Masuk (ft/s)	50
Diameter Dalam <i>Cyclone</i> (in)	142
Tebal <i>Cyclone</i> (in)	0,1875
Tebal Konis (in)	0,1875
Lebar <i>outlet cyclone</i> (in)	18
Diameter Saluran Gas Keluar (in)	71
Diameter Partikel Keluar (in)	36
Tinggi <i>cyclone</i> di bc pada gas masuk (ft)	6
Panjang ruang gravitasi <i>Settling</i> (ft)	24
Jumlah (unit)	1



### 19. Screw Conveyor I (J-321)

**Tabel V.19** Spesifikasi *Screw Conveyor I (J-321)*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	<i>Screw Conveyor I (J-321)</i>
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam industri dari Rotary Dryer ke Rotary Cooler
Tipe	Horizontal conveyor dengan solid screw dan dilengkapi dengan intermediete bearing
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel.</i>
Kapasitas (ton/jam)	8
Diameter <i>screw</i> (in)	12
Panjang <i>screw</i> (ft)	23
<i>Screw Rotating speed</i> (rpm)	30
<i>Load Propulsion Rate</i> (ft/s)	0,38
<i>Inclination</i> (0°)	0
<i>Torque</i> (lb/ft)	146
<i>Power</i> (hp)	0,8154
Jumlah (unit)	1

### 20. Rotary Cooler (B-320)

**Tabel V.20** *Rotary Cooler (B-320)*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	<i>Rotary cooler (B-320)</i>
Fungsi	Menurunkan suhu garam industri dengan menggunakan udara.
Tipe	<i>Direct Cold Rotary Cooler.</i>
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316.</i>
Kapasitas (ton/jam)	1
Diameter Dalam (in)	34
Panjang (ft)	10
<i>Power</i> (hp)	4
Jumlah (unit)	1

### 21. Cyclone II (H-322)

**Tabel V.21** Spesifikasi *cyclone II*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	<i>Cyclone II (H-322)</i>
Fungsi	Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari Rotary Cooler
Tipe	<i>Tangential Inlet Cyclone Separator.</i>
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316.</i>
Kapasitas (ton/jam)	13
Kecepatan Gas Masuk (ft/s)	50
Diameter Dalam Cyclone (in)	140
Tebal <i>Cyclone</i> (in)	0,1875
Tebal Konis (in)	0,1875
Lebar <i>Outlet Cyclone</i> (in)	18
Diameter Saluran Gas Keluar (in)	70

Diameter Partikel Keluar (in)	35
Tinggi Cyclone di Bc Pada Gas Masuk (ft)	6
Panjang Ruang Gravitasi Settling (ft)	24
Panjang Ruang Spiral Cyclone (ft)	24
Jumlah (unit)	1

## 22. Belt Conveyor III (J-323)

**Tabel V.22** Spesifikasi *Belt Conveyor III (J-323)*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	Belt Conveyor III (J-323)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam industri dari rotary cooler menuju bucket elevator IV (J-324)
Tipe	Troughed Belt
Kapasitas (ton/jam)	12,292
Bahan Konstruksi	Rubber
Jumlah (unit)	1
Panjang Belt (m)	50
Lebar Belt (m)	0,7
Kecepatan Belt (m/jam)	2.712,949
Power Operasi (hp)	3,402
Jumlah (unit)	1

## 23. Bucket Elevator IV (J-324)

**Tabel V.23** Spesifikasi *Bucket Elevator IV (J-324)*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	Bucket Elevator I (J-113)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam industri dari belt conveyor III menuju roll crusher II
Tipe	Continuous Bucket on Chain
Kapasitas (ton/jam)	12,292
Bahan	Carbon Steel
Tinggi Bucket (m)	23
Size of lumps handle (m)	0,0254
Kecepatan Bucket (m/jam)	1063,662
Head Shaft (rpm)	10,857
Power Head Shaft (hp)	1,939
Bucket Spacing (m)	0,2032

#### 24. Roll Crusher II (C-330)

**Tabel V.24** Spesifikasi Roll Crusher II (C-330)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	<i>Roll Crusher II (C-330)</i>
Fungsi	Mengecilkan ukuran partikel garam industri menjadi 1 mm.
Tipe	<i>Double roll crusher.</i>
Bahan Konstruksi	<i>High alloy steel.</i>
Kapasitas (ton/jam)	10
Diameter roll (in)	4
Kecepatan rotasi (rpm)	147
Ukuran <i>feed</i> (mm)	4
Ukuran Produk (mm)	1
<i>Reduction Ratio</i>	4
<i>Power</i> (hp)	18
Jumlah (unit)	1

#### 25. Screener II (H-331)

**Tabel V.25** Spesifikasi Screener II (H-331)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	<i>Screener II (H-331)</i>
Fungsi	Menyaring garam industri sehingga didapatkan garam industri dengan ukuran maksimal 1 mm.
Tipe	<i>High speed vibrating screen.</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel.</i>
Kapasitas (ton/jam)	7,300
Luas <i>screen</i> (ft <sup>2</sup> )	85
Jumlah (unit)	1

#### 26. Bucket Elevator V (J-332)

**Tabel V.26** Spesifikasi Bucket Elevator V

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	Bucket Elevator V (J-332)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam industri yang <i>oversize</i> (lebih dari 1 mm) dari screener II kembali ke <i>roll crusher II</i>
Tipe	Continuous Bucket on Chain
Kapasitas (ton/jam)	0,219
Bahan	Carbon Steel
Tinggi <i>Bucket</i> (m)	15
<i>Size of lumps handle</i> (m)	0,0254
Kecepatan <i>Bucket</i> (m/jam)	18,950
<i>Head Shaft</i> (rpm)	0,193
<i>Power Head Shaft</i> (hp)	1
<i>Bucket Spacing</i> (m)	0,2032
Jumlah (unit)	1

## 27. Silo II (F-333)

Tabel V.27 Spesifikasi Silo II (F-333)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Silo II (F-333)</i>
Fungsi	Sebagai tempat penampungan sementara garam industri sebelum masuk ke Salt Storage
Tipe	Silinder dengan tutup atas standard dished head dan tutup bawah conical
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316.</i>
Kapasitas (ton)	7
Volume (ft <sup>3</sup> )	143
<i>Conical Angle</i> (°)	90
Diameter Dalam (in)	60
Tinggi silinder (ft)	90
Tebal silinder (in)	0,1875
Tinggi tutup bawah (ft)	3
Tebal tutup bawah (in)	0,25
Tinggi tutup atas (ft)	1
Tebal tutup atas (in)	0,25
Jumlah (unit)	1

## 28. Salt Storage (F-334)

Tabel V.28 Spesifikasi Salt Storage (F-334)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Salt Storage (F-334)</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)	7
Volume (ft <sup>3</sup> )	47.944
Tinggi Storage (ft)	14
Panjang Storage (ft)	61
Lebar Storage (in)	726
Jumlah (unit)	1

## 29. Screw Conveyor II (J-412)

Tabel V.29 Spesifikasi Screw Conveyor II (J-412)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Screw Conveyor VI (J-412)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam industri yang tidak lolos dari Screener II ke Brine Mixer Tank I
Tipe	Horizontal conveyor dengan solid screw dan dilengkapi dengan intermediete bearing .
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel.</i>
Kapasitas (ton/jam)	1

Diameter Screw (in)	8
Panjang Screw (ft)	16
Screw Rotation Speed (rpm)	30
Load Propulsion Rate (ft/s)	1
Inclination (°)	0
Torque (lb/ft)	3
Power (hp)	1
Jumlah (unit)	1

### 30. Brine Mixer Tank II (M-410)

**Tabel V.30** Spesifikasi *Brine Mixer Tank I* (M-410)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	Brine Mixer Tank I (M-410)
Fungsi	Sebagai tangki pencampuran antara garam industri dengan H <sub>2</sub> O untuk membuat brine
Tipe	Silinder dengan tutup atas dan bawah standard dished head
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316.</i>
Kapasitas (ton)	5
Volume (ft <sup>3</sup> )	141
Tinggi (ft)	9
Diameter Dalam (in)	60
Diameter Nozzle Aliran <20> (in)	1
Diameter Nozzle Aliran <21> (in)	2,5
Diameter Nozzle Aliran <24> (in)	2
Diameter Nozzle Aliran <25> (in)	1
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Jenis Pengaduk	<i>Three-blade propeller agitator with axial flow pattern.</i>
Kecepatan Pengaduk (rpm)	90
Power (hp)	1
Jumlah (unit)	1

### 31. Pump I (L-411)

**Tabel V.31** Spesifikasi *Pump I* (L-411)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	<i>Pump I</i> (L-411)
Fungsi	Mengalirkan pure brine dari Brine Mixer Tank I ke Mixer Tank I
Tipe	<i>Centrifugal pump.</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial steel.</i>

Kapasitas (ft <sup>3</sup> /jam)	1.517
<i>Nominal Pipe Size</i>	2,5 in Sch 40
Diameter Dalam (in)	2,469
Diameter Luar (in)	2,875
Luas Penampang (ft <sup>2</sup> )	0,03322
<i>Power</i> (hp)	15
Jumlah (unit)	1

### 32. Brine Tank I (F-421)

**Tabel V.32** Spesifikasi *Brine Tank I* (F-421)

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

33. *Brine Mixer Tank III (M-420)*Tabel V.33 Spesifikasi *Brine Mixer Tank I (M-420)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Brine Mixer Tank II (M-420)</i>
Fungsi	Sebagai tangki pencampuran antara brine kotor dengan chemicals (koagulan) untuk memurnikan brine
Tipe	Silinder dengan tutup atas dan bawah standard dished head
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316.</i>
Kapasitas (ton)	9
Volume (ft <sup>3</sup> )	283
Tinggi (ft)	11
Diameter Dalam (in)	72
Diameter Nozzle Aliran <28> (in)	2,5
Diameter Nozzle Aliran <29> (in)	2,5
Diameter Nozzle Aliran <30> (in)	0,5
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Jenis Pengaduk	<i>Six blade open turbine.</i>
Kecepatan Pengaduk (rpm)	90
Power (hp(I))	9
Jumlah (unit)	1

34. *Clarifier (H-422)*Tabel V.34 Spesifikasi *clarifier (H-422)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Clarifier (H-422)</i>
Fungsi	Memisahkan larutan brine 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)	51
Volume (ft <sup>3</sup> )	1.524
<i>Conical Angle</i> (°)	120
Diameter Dalam (in)	132
Tinggi Silinder (ft)	35
Tebal Silinder (in)	0,375
Tinggi Conical (ft)	4
<i>Tebal Conical</i> (in)	1
<i>Diameter Nozzle Aliran</i> <27> (in)	2
<i>Diameter Nozzle Aliran</i> <43> (in)	1
Power (hp)	1

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

### 35. Brine Tank II (F-423)

**Tabel V.35** Spesifikasi *Brine Tank II* (F-423)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Brine Tank II</i> (F-423)
Fungsi	Sebagai tangki penampungan sementara pure brine recycle 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)	45
Volume (ft <sup>3</sup> )	1.881
Diameter Dalam (in)	126
Diameter Nozzel Aliran <26> (in)	2
Diameter Nozzel Aliran <27> (in)	2
Tinggi Silinder (ft)	16
Tinggi Tutup Atas (ft)	1,40
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02
Tebal Silinder (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,3125
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Sudut Conical (°)	15
Jumlah (unit)	1

### 36. Pump II (L-424)

**Tabel V.36** Spesifikasi *Pump II* (L-424)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Pump II</i> (L-424)
Fungsi	Mengalirkan pure brine recycle dari Brine Tank II ke Brine Mixer Tank I
Tipe	<i>Centrifugal pump.</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial steel.</i>
Kapasitas (ft <sup>3</sup> /jam)	1.361
<i>Nominal Pipe Size</i>	2 in Sch 40
Diameter Dalam (in)	2,067
Diameter Luar (in)	2,375
Luas Penampang (ft <sup>2</sup> )	0,02330
<i>Power</i> (hp)	9
Jumlah (unit)	1

### 37. NaOH Storage Tank (F-425)

**Tabel V.37** *NaOH Storage Tank* (F-425)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>NaOH storage tank I</i> (F-425)
Fungsi	Sebagai tangki penyimpanan NaOH.
Tipe	Silinder dengan tutup atas conical dan tutup bawah flat
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316.</i>



Kapasitas (ton)	22
Volume (ft <sup>3</sup> )	955
Diameter Dalam (in)	126
Diameter Nozzel Aliran <30 A> (in)	1,25
Tinggi Silinder (ft)	16
Tinggi Tutup Atas (ft)	1,40
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02
Tebal Silinder (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Sudut Conical (°)	15
Jumlah (unit)	1

### 38. Ca(OH)<sub>2</sub> Storage Tank (F-426)

**Tabel V.38** Spesifikasi Ca(OH)<sub>2</sub> Storage Tank (F-426)

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

### 39. Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> Storage Tank (F-427)

**Tabel V.39** Spesifikasi Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> Storage Tank (F-427)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> Storage Tank I (F-427)
Fungsi	Sebagai tangki penyimpanan Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>
Tipe	Silinder dengan tutup atas conical dan tutup bawah flat
Bahan Konstruksi	SA-240 Grade M Type 316.
Kapasitas (ton)	18
Volume (ft <sup>3</sup> )	506
Diameter Dalam (in)	90
Diameter Nozzel Aliran <30 C> (in)	1,5
Tinggi Silinder (ft)	8
Tinggi Tutup Atas (ft)	0,72
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02

Tebal Silinder (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Sudut <i>Conical</i> (°)	11
Jumlah (unit)	1

#### 40. *Belt Conveyor IV (J-428)*

**Tabel V.40** Spesifikasi *Belt Conveyor IV (J-428)*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	Belt Conveyor (J-323)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat dari rotary cooler menuju bucket elevator IV (J-324)
Tipe	Troughed Belt
Kapasitas (ton/jam)	0,260
Bahan Konstruksi	Rubber
Jumlah (unit)	1
Panjang Belt (m)	50
Lebar Belt (m)	0,7
Kecepatan Belt (m/jam)	57,408
Power Operasi (hp)	4
Jumlah (unit)	1

#### 41. *Baghouse Filter (B-334)*

**Tabel V.41** Spesifikasi *Baghouse filter (B-335)*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	<i>Baghouse Filter (H-335)</i>
Fungsi	Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara gabungan dari Cyclone I & II
Tipe hood	<i>Plain multiple slot opening 2 or more slots.</i>
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316.</i>
Kekuatan Hisap (ft <sup>3</sup> /s)	1
Panjang Hood (ft)	6
Lebar Hood (in)	32
Tinggi Hood (ft)	3
Diameter Duct Utama (in)	46
Diameter Duct Cabang (in)	20
Panjang Bag (ft)	17
Lebar Bag (in)	158
Luas Bag (ft <sup>2</sup> )	216
Jumlah Hood	3
Jumlah Bag	110
Jumlah (unit)	1

## V.2 Daftar dan Harga Peralatan

Tabel V.42 Daftar dan Harga Peralatan

Kode	Nama Alat	Jumlah Alat (unit)	Harga Satuan Alat (US\$)		Total Harga Pada 2022 (US\$)
			2014	2022	
J-112	<i>Belt Conveyor I</i>	1	57.400	63.411	63.411
C-110	<i>Roll Crusher I</i>	1	59.448	65.673	65.673
H-113	<i>Screener I</i>	1	22.000	24.304	24.304
J-114	<i>Bucket elevator II</i>	1	11.200	12.373	12.373
J-211	<i>Belt Conveyor II</i>	1	57.400	63.411	63.411
F-212	Silo I	1	31.800	35.130	35.130
M-210	Mixer Tank I	1	101.100	111.687	111.687
J-220	<i>Screw Washer</i>	1	20.500	22.647	22.647
H-230	<i>Centrifuge</i>	1	42.000	46.398	46.398
B-310	<i>Rotary Dryer</i>	1	38.000	41.979	41.979
H-311	<i>Air Filter</i>	1	24.880	27.485	27.485
G-312	<i>Blower I</i>	1	38.500	42.532	42.532
E-313	<i>Heater</i>	1	103.000	113.786	113.786
H-314	Cyclone I	1	29.100	32.147	32.147
G-315	Blower II	1	23.000	25.408	25.408
B-320	<i>Rotary Cooler</i>	1	18.900	20.879	20.879
J-321	<i>Screw Conveyor I</i>	1	3.600	3.977	3.977
H-322	<i>Cyclone II</i>	1	25.400	28.060	28.060
J-323	<i>Belt Conveyor IV</i>	1	57.400	63.411	63.411
C-330	<i>Roll Crusher II</i>	1	102.343	113.060	113.060
H-331	Screener II	1	40.600	44.851	44.851
F-332	<i>Silo II</i>	1	28.100	31.043	31.043
F-334	<i>Baghouse Filter</i>	1	105.100	116.106	116.106
M-410	<i>Brine Mixer Tank I</i>	1	100.500	111.024	111.024
L-411	<i>Pump I</i>	2	18.700	20.658	41.316
J-412	<i>Screw Conveyor II</i>	1	3.600	3.977	3.977
M-420	<i>Brine Mixer Tank II</i>	1	107.900	119.199	119.199
F-421	<i>Brine Tank I</i>	1	93.200	102.959	102.959
H-422	<i>Clarifier</i>	1	79.400	87.714	87.714
F-423	<i>Brine Tank II</i>	1	93.200	102.959	102.959
L-424	<i>Pump II</i>	2	12.400	13.698	27.397
F-425	<i>NaOH Storage Tank</i>	1	46.300	51.148	51.148
F-426	<i>Ca(OH)<sub>2</sub> Storage Tank</i>	1	30.600	33.804	33.804
F-427	<i>Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> Storage Tank</i>	1	30.600	33.804	33.804
J-428	<i>Belt Conveyor III</i>	1	57400	63410,66926	63.411

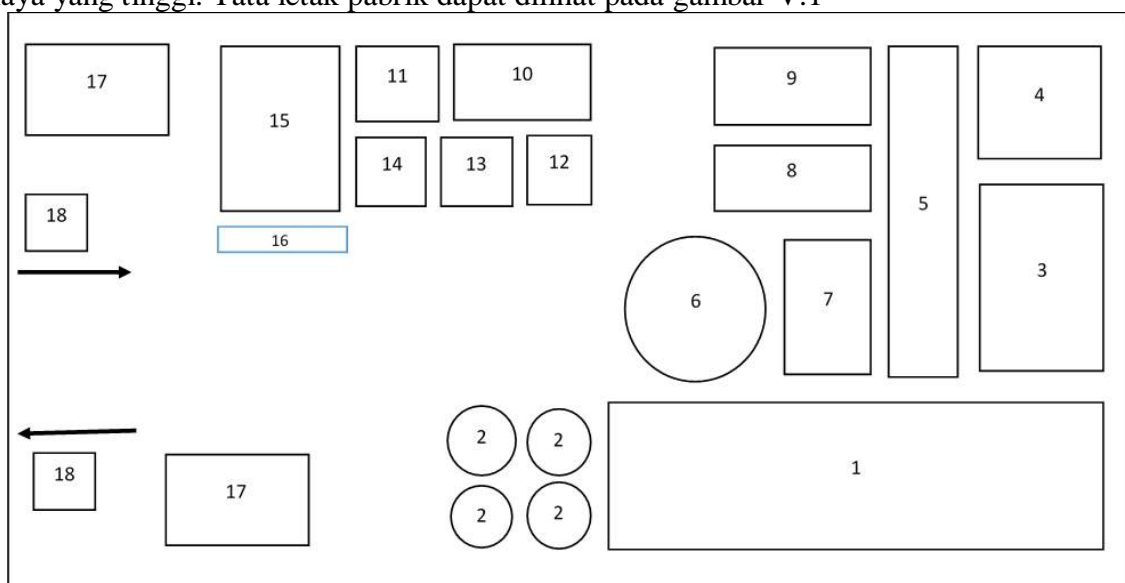
J-113	<i>Bucket Elevator I</i>	1	11200	12372,81351	12.373
J-313	<i>Bucket Elevator III</i>	1	15500	17123,09013	17.123
J-324	<i>Bucket Elevator IV</i>	1	19900	21983,8383	21.984
J-332	<i>Bucket Elevator V</i>	1	15500	17123,09013	17.123
<b>Total</b>		<b>41</b>			<b>1.997.073</b>

### V.3 Tata Letak Pabrik Secara Garis Besar

Tata letak pabrik adalah suatu peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yang meliputi areal proses, areal penyimpanan, areal utilitas, dan lain sebagainya sehingga pabrik bisa beroperasi secara efektif dan efisien.

Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti meningkatkan keselamatan kerja, mengurangi biaya perawatan, mengurangi jumlah operator yang dibutuhkan, mengurangi biaya konstruksi, dan biaya perbaikan atau perluasan. (Baasel, 1976). Beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan pada penyusunan tata letak pabrik adalah (Peters dan Timmerhaus, 2004) :

1. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang
2. Jenis dan jumlah produk yang diproduksi
3. Urutan proses produksi.
4. Pemeliharaan dan perbaikan.
5. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, steam proses, tenaga listrik dan bahan baku
6. Bentuk dari kerangka bangunan tembok dan atap
7. Keamanan dan keselamatan kerja sehingga mengurangi terjadinya bahaya kebakaran, ledakan, ataupun racun
8. Masalah pembuangan limbah
9. Alat-alat pendukung lainnya
10. Luas yang tersedia dan dibutuhkan
11. Fasilitas jalan, gudang, dan kantor
12. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan Kemungkinan perubahan dari proses/alat, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi. Tata letak pabrik dapat dilihat pada gambar V.1



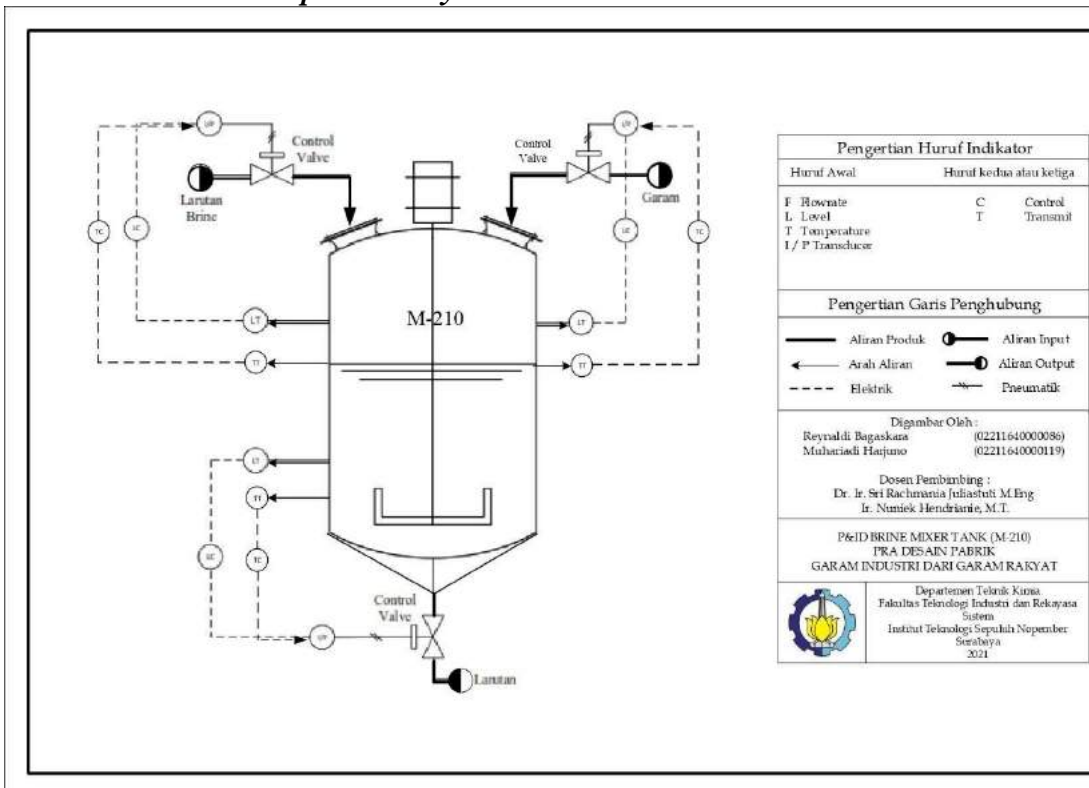
**Gambar V.1** Tata Letak Pabrik Secara Garis Besar

Keterangan gambar:

- |                           |                          |
|---------------------------|--------------------------|
| 1. Areal Proses           | 11. Poliklinik           |
| 2. Areal Produk           | 12. Tempat Ibadah        |
| 3. Utilitas               | 13. Kantin               |
| 4. Pengolahan Limbah      | 14. Perpustakaan         |
| 5. Daerah Perluasan       | 15. Perkantoran          |
| 6. Areal Bahan Baku       | 16. Jembatan Penimbangan |
| 7. Pengolahan Air         | 17. Parkir               |
| 8. Unit Pemadam Kebakaran | 18. Pos Keamanan         |
| 9. Gudang Peralatan       |                          |
| 10. Laboratorium          |                          |

Dari perhitungan kebutuhan luas tiap alat, dan jarak antar masing-masingnya, dan pertimbangan jarak antara area produksi dan *service area*, ditetapkan luas tanah yang dibutuhkan adalah sebesar 65000 m<sup>2</sup>.

#### V.4 P&ID Alat Utama dan *preliminary* HAZOP



Gambar V.2 P&ID Alat Utama

Tabel V.43 Preliminary HAZOP Rotary Dryer

Item	Study node	Process parameters	Guide Words	Possible causes	Possible consequences	Action required
1A	Dryer	Flow	No flow	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Terjadi kegagalan pada control valve saat waktunya terbuka</li> <li>2. <i>Blower</i> rusak</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. <i>Dryer</i> akan rusak</li> <li>2. Pemborosan power <i>dryer</i></li> <li>3. Garam tidak bisa kering</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Memasang flow control valve</li> <li>2. Memasang flowmeter</li> <li>3. Memasang shut down valve</li> </ol>
1B			Less flow	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Aliran udara kering tersumbat sebagian</li> <li>2. Kinerja <i>blower</i> kurang maksimal</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Volume dalam <i>dryer</i> berkurang</li> <li>2. Hanya sedikit kandungan H<sub>2</sub>O pada garam yang berkurang</li> <li>3. Kualitas garam yang dihasilkan tidak sesuai standar</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Memasang level controller</li> <li>2. Memasang temperature controller</li> <li>3. Memasang flowmeter</li> </ol>
1C			More flow	Terjadi kegagalan pada control valve pada waktunya menutup	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Banyak partikel garam yang terbawa oleh udara ke <i>cyclone</i></li> <li>2. Kualitas garam industri yang dihasilkan tidak sesuai standar</li> <li>3. Volume dalam <i>dryer</i> melebihi ketentuan</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Memasang shut down valve</li> <li>2. Memasang flow control valve</li> <li>3. Memasang flowmeter</li> <li>4. Memasang manual valve</li> </ol>
1D		Temperature	Less Temperature	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Suhu steam terlalu rendah</li> <li>2. Kinerja <i>heater</i> kurang maksimal</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Hanya sedikit kandungan H<sub>2</sub>O pada garam yang berkurang</li> <li>2. Kualitas garam industri yang dihasilkan tidak sesuai standar</li> </ol>	Memasang temperature controller

1E			More Temper ature	Suhu <i>steam</i> terlalu tinggi	<ol style="list-style-type: none"><li>1. Garam akan menjadi sangat panas</li><li>2. Kualitas garam industri yang dihasilkan tidak sesuai standar</li></ol>	Memasang temperature controller
----	--	--	-------------------------	-------------------------------------	--	---------------------------------





## BAB VI

### Analisa Ekonomi dan Analisa Dampak Terhadap Lingkungan

#### VI1 Asumsi-Asumsi

Dalam melakukan analisa keuangan Pra Desain Pabrik, Garam Industri dari Garam Rakyat ini digunakan beberapa asumsi, yakni sebagai berikut :

- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 60 % biaya investasi dan modal pinjaman bank sebesar 40 % biaya investasi dengan bunga bank sebesar 9,85% per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 4,4 tahun.
- Eskalasi harga bahan baku sebesar nilai inflasi 1,68 % per tahun.
- Masa pengembalian modal pinjaman bank adalah 10 tahun.
- Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 10 tahun secara straight line dengan depresiasi sebesar 10 % per tahun.
- Usia pabrik 10 tahun

#### VI2 CAPEX dan OPEX

Analisa keuangan yang digunakan pada Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini adalah dengan menggunakan metode discounted cash flow. Analisa keuangan untuk pabrik ini terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran kas atau kinerja keuangan. Detail perhitungan dapat dilihat pada Lampiran C. Tabel VI.1 berikut ini adalah ketentuan maupun parameter yang digunakan untuk perhitungan ekonomi.

**Tabel VI.1** Parameter Perhitungan Ekonomi

<b>PARAMETER</b>	<b>Nilai</b>	<b>Keterangan</b>
Investasi Total	Rp168.314.723.910	Rupiah
Pajak pendapatan	30 %	/ tahun
Inflasi	1,68 %	/ tahun
Depresiasi	10 %	/ tahun
IRR	25,71 %	/ tahun
<b>BAHAN BAKU</b>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Keterangan</b>
Garam Rakyat	425.000	/ ton
NaOH	4.246.929,00	/ ton
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	2.831.286,00	/ ton
Ca(OH) <sub>2</sub>	1.415.643,00	/ ton
<b>PRODUK</b>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Keterangan</b>
Garam Industri	4.250.000	/ ton
<b>OPERASI</b>		
Kapasitas Produksi Garam Industri	6.510,4167	kg/jam
Lama Operasi	320	Hari
<b>Modal Sendiri (60 %)</b>	100.988.723.910	Rupiah
<b>Modal Pinjam (40 %)</b>	67.325.889.564	Rupiah

#### VI3 IRR,POT,NPV,dan Sensitivitas Terhadap IRR

##### VI.3.1 Analisa Laju Pengembalian Modal (Internal Rate of Return / IRR)

Berdasarkan hasil perhitungan pada Appendix D, didapatkan harga IRR = 29,95 % per tahun. Harga IRR yang diperoleh lebih besar dari harga tingkat suku bunga bank (i) yaitu 9,85 % per tahun.

Dengan harga IRR = 29,95 % per tahun yang didapatkan dari perhitungan ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 9,85 % per tahun.

#### VI.3.2 Analisa Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time / POT)

Berdasarkan perhitungan yang dilakukan pada Lampiran C, didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 3,6 tahun dengan perkiraan usia pabrik adalah 10 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

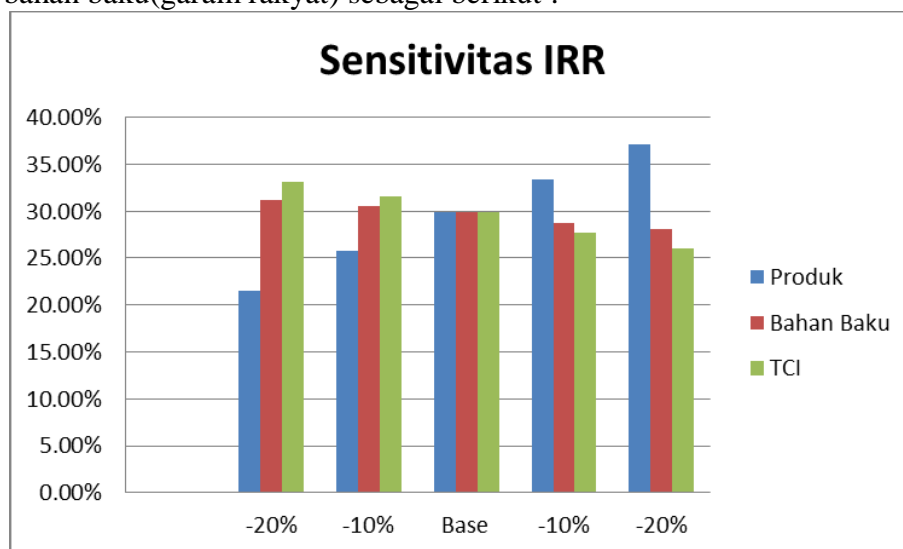
#### VI.3.3 Analisa Total Present Value

Berdasarkan data dari Lampiran C, didapatkan bahwa :

Total present value (NPV) Rp 184.547.563.951, Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena total NPV yang dihasilkan positif.

#### VI.3.4 Sensitivitas IRR

Berdasarkan data dari Lampiran C, didapatkan grafik sensitivitas IRR terhadap produk (garam industri) dan bahan baku(garam rakyat) sebagai berikut :



**Gambar VI.1** Grafik Sensitivitas IRR terhadap bahan baku(garam rakyat) dan produk(garam industri)

Analisis sensitivitas IRR merupakan analisis yang dilakukan untuk mengetahui akibat dari perubahan parameter-parameter(harga produk,bahan baku, dan total capital investment) terhadap perubahan kinerja sistem produksi dalam menghasilkan keuntungan.Dengan melakukan analisis sensitivitas maka akibat yang mungkin terjadi dari perubahan-perubahan tersebut dapat diketahui dan diantisipasi sebelumnya.

Dari gambar VI.I didapatkan bahwa Sensitivitas IRR terhadap harga produk meningkat seiring dengan meningkatnya harga produk, sementara sensitivitas IRR terhadap bahan baku dan TCI(Total Capital Investment) menurun seiring meningkatnya harga bahan baku dan TCI(Total Capital Investment)

## VI.4 Aspek Sosial dan Lingkungan

### VI.4.1 Analisa Aspek Lingkungan

Penanganan limbah digunakan untuk mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan sekitar pabrik. Maka, untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik diatas, diperlukan unit - unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu :

#### a. Unit Pengolahan Air

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

##### 1. Air sanitasi

Air sanitasi ini meliputi air untuk laboratorium dan karyawan. Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan di lingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi, memasak, laboratorium, perkantoran dan lain - lain. Untuk unit penghasil air sanitasi

diperlukan peralatan sebagai berikut : pompa air sungai, bak pra-sedimentasi, bak koagulasi dan flokulasi, tangki tawas, tangki  $\text{Ca(OH)}_2$ , bak pengendap, bak penampung, pompa sand filter, tangki sand filter, bak penampung air bersih, bak penampung air sanitasi, dan pompa air untuk sanitasi. Adapun syarat air sanitasi yakni :

- a. Syarat fisik :
  - Suhu di bawah suhu udara
  - Warna jernih
  - Tidak berasa
  - Tidak berbau
  - Keekeruhan  $\text{SiO}_2$  tidak lebih dari 1 mg/liter
- b. Syarat kimia :
  - pH = 6,5 - 8,5
  - Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti  $\text{PO}_4$ , Hg, Cu dan sebagainya
- c. Syarat bakteriologi :
  - Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
  - Bakteri E. coli kurang dari 1/100 ml

## 2. Air proses

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

## b. Unit Penanganan Limbah

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

## VI.4.2 Analisa Aspek Sosial (Tenaga Kerja)

Ketersediaan sumber daya manusia menjadi hal penting yang harus dipertimbangkan dalam rencana suatu pabrik. Lingkungan yang memiliki lebih banyak sumber tenaga kerja yang memenuhi tentunya akan lebih ideal untuk dijadikan target pembangunan suatu pabrik, karena akan lebih mudah mempekerjakan masyarakat sekitar dibandingkan masyarakat daerah lain. Pabrik lebih baik diusahakan berdiri di daerah yang masyarakatnya mempunyai latar belakang pendidikan yang cukup maju. Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS) Cirebon, tingkat pengangguran mencapai 8,98%. 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 Cirebon. Hal ini dikarenakan sedikitnya industri yang beroperasi, sehingga penyerapan tenaga kerja pun rendah. Cirebon sudah terdapat berbagai institusi pendidikan yang telah mencetak tenaga kerja dan terdidik, seperti Universitas Muhammadiyah Cirebon, Universitas 17 Agustus 1945 Cirebon, dan selain itu mampu mengambil tenaga kerja lulusan di Jawa Barat yang lainnya, seperti di kota Bandung, antara lain Institut Teknologi Bandung, Universitas Padjajaran, dan lain- lain. Selain itu faktor penunjang tenaga kerja antara lain upah tenaga kerja. Berdasarkan Peraturan Gubernur Jawa Barat mengenai upah minimum kabupaten/kota di Jawa Barat Tahun 2018, Cirebon memiliki UMK sebesar Rp 1.544.360.



## BAB VII KESIMPULAN

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

### VII.1 Segi Teknis

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

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

### VII.2 Segi Ekonomis

Dari segi ekonomis, untuk mengetahui kelayakan Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini telah dilakukan analisa ekonomi yang meliputi perhitungan Net Present Value (NPV), Internal Rate of Return (IRR), Pay Out Time (POT), dan Break Even Point (BEP). Internal Rate of Return (IRR) pabrik ini adalah 29,95 %. Angka ini lebih besar dari bunga bank yaitu 9,85 %. Modal pabrik akan kembali setelah pabrik beroperasi selama 3,6 tahun. Waktu pengembalian modal pabrik ini relatif singkat jika dibandingkan dengan perkiraan umur pabrik 10 tahun. Oleh karena itu, berdasarkan analisa IRR, NPV, dan POT Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini layak untuk didirikan.

### VII.3 Kesimpulan

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

1. Lokasi Pabrik : Cirebon, Jawa Barat.
2. Perencanaan Operasi : Kontinyu, 24 jam/hari, 320 hari/tahun.
3. Kapasitas Produksi : 50.000 ton/tahun. 363 ton/hari.
4. Kebutuhan Bahan Baku :
 

Garam Rakyat	=	59.489 ton/tahun.
NaOH	=	985 ton/tahun.
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	=	813 ton/tahun.
Ca(OH) <sub>2</sub>	=	201 ton/tahun.
5. Umur Pabrik : 10 tahun.
6. Masa Konstruksi Pabrik : 5 tahun.
7. Analisa Ekonomi :
  - a. Pembiayaan :
    - Struktur Permodalan : 60 % modal sendiri dan 40 % modal pinjaman bank.
    - Bunga Bank : 9,85 % per tahun.
    - Total Investasi (TCI) :Rp 162.738.758.288 Total
    - Production Cost (TPC) : Rp 201.966.737
  - b. Penerimaan :
    - Hasil Penjualan Produk (Kapasitas 100%) : Rp 226.346.500.000
  - c. Rehabilitasi Perusahaan :
    - Laju Pengembalian Modal (IRR) : 29,95 %
    - Waktu Pengembalian Modal (POT) : 3,6 tahun.
8. Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT).
9. Struktur Organisasi Perusahaan : Garis dan staff.

**Tabel VII.1** Perbandingan Kualitas Produk dengan Standard SNI

<b>Komponen</b>	<b>Kadar (%) SNI</b>	<b>Kadar (%) PRODUK</b>
NaCl	min. 98	98.87%
CaSO <sub>4</sub>	max. 0,18	0.02%
CaCl <sub>2</sub>	max.0,41	0.02%
MgCl <sub>2</sub>	max. 0,25	0.04%
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	-	0.009%
KCl	-	0.03%
KBr	-	0.009%
KIO <sub>3</sub>	-	0.0002%
H <sub>2</sub> O	max. 3,16	0.98%



## DAFTAR PUSTAKA

- (n.d.). Retrieved June 07, 2020, from Matche Equipment Cost: <http://www.matche.com>
- (n.d.). Retrieved June 06, 2020, from Bank Indonesia: <http://www.bi.go.id>
- (n.d.). Retrieved January 11, 2020, from Pemerintah Kabupaten Sumenep: <http://www.sumenepkab.go.id>
- (n.d.). Retrieved May 20, 2020, from Alibaba Online Marketplace Company: <http://www.alibaba.com>
- Akustika, G. (2013). Pemurnian Garam NaCl melalui Metode Rekrystalisasi Garam Krosok dengan Penambahan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>, NaOH dan Polialuminium Klorida untuk Penghilangan Pengotor Ca<sup>2+</sup> dan Mg<sup>2+</sup>. *Jurnal Kimia Sains dan Aplikasi*, 2.
- Bagder. (1995). *Introduction to Chemical Engineering*. USA: McGraw-Hill.
- Balai Litbang Sosekling Jatan. (2009). *Laporan Evaluasi Manfaat : Pembangunan Jembatan*. Surabaya: BLSJ.
- Bappeda Sumenep. (2019). Retrieved Desember 20, 2019, from [Bappeda.Jatimprof.go.id/Sumenep](http://Bappeda.Jatimprof.go.id/Sumenep)
- BMKG. (2019). Retrieved Januari 12, 2020, from Badan Meteorologi, Klimatologi, dan Geofisika: <https://www.bmkg.go.id/>
- Bridges, S. (2020). *A Practical Handbook For Drilling Fluids Processing*. USA: Elsevier Inc.
- Brownell. (1959). *Process Equipment Design*. New York: John Wiley and Sons.
- David. (2005). *CRC Handbook of Chemistry and Physics*. USA: Taylor and Francis Group LLC.
- Dhaniar. (2014). *Pabrik Garam Industri (Sodium Chloride) dari Air Laut dengan Proses Sedimentation dan Microfiltration*. Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- Dutta. (2009). *Principles of Mass Transfer and Separation Processes*. New Delhi: PHI Learning.
- Egbe. (2016). Design, Fabrication, and Testing of a Double Roll Crusher. *International Journal of Engineering Trends and Technology*, 35(11), 511-515.
- Geankoplis. (2003). *Transport Processes and Unit Operations*. USA: Prentice-Hall International, Inc.
- Hamuna, B. (2018). Kajian Kualitas Air Laut dan Indeks Pencemaran Berdasarkan. *Jurnal Ilmu Lingkungan*, 16.
- Himmelblau. (1989). *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*. Singapore: Prentice-Hall International, Inc.
- Ima, A. (2017). Teknik Meningkatkan Kelarutan Obat. *Jurnal Farmaka*, 15(04).
- Jakobsen, H. A. (2014). *Chemical Reactor Modeling*. USA: Springer.



- Kementrian Kelautan dan Perikanan. (2010). Retrieved Desember 8, 2019, from [http://statistik.kkp.go.id/index.php/arsip/c/16/Data-IndikatorKinerja-Umum-KKP-2010/?category\\_id=3](http://statistik.kkp.go.id/index.php/arsip/c/16/Data-IndikatorKinerja-Umum-KKP-2010/?category_id=3)
- Kementrian Kelautan dan Perikanan. (2018). Retrieved Desember 8, 2019, from [http://statistik.kkp.go.id/index.php/arsip/c/18/Buku-Kelautan-danPerikanan-Dalam-Angka-2010/?category\\_id=3](http://statistik.kkp.go.id/index.php/arsip/c/18/Buku-Kelautan-danPerikanan-Dalam-Angka-2010/?category_id=3)
- Kementrian Kelautan dan Perikanan. (2019). Retrieved Februari 20, 2020, from [http://statistik.kkp.go.id/index.php/arsip/c/18/Buku-Kelautan-danPerikanan-Dalam-Angka-2010/?category\\_id=3](http://statistik.kkp.go.id/index.php/arsip/c/18/Buku-Kelautan-danPerikanan-Dalam-Angka-2010/?category_id=3)
- Kusnarjo. (2010). *Desain Bejana Bertekanan*. Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- Laila, N. (2018). Pemilihan, Penyimpanan Dan Kualitas Garam Beriodium Pada Tingkat Keluarga Di Kelurahan Timbulharjo, Kecamatan Sewon, Kabupaten Bantul, Yogyakarta. *Jurnal Kesmas Indonesia*, 10(1), 86-97.
- Lasubuda, R. (2013). Pembangunan Wilayah Pesisir Dan Lautan Dalam Perspektif Negara Kepulauan Republik Indonesia. *Jurnal Ilmiah Platax*, 1-2.
- Lembaga Penelitian dan Pengabdian Kepada Masyarakat ITB. (2016). Retrieved Desember 8, 2019, from <http://www.lppm.itb.ac.id/pengabdian/>
- Martina, A. (2014). *Pemurnian Garam Dengan Metode Hidroekstraksi Batch*. Bandung: Universitas Parahyangan.
- McCabe. (2001). *Unit Operation of Chemical Engineering*. New York: Mc.Graw-Hill Book.
- Metcalf. (1984). *Wastewater Engineering: Treatment Disposal Reuse*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Othmer, K. (1982). *Encyclopedia of Chemical Technology* 3th. Canada: John Wiley and Sons.
- Perry. (2008). *Chemical Engineer's Handbook*. USA: McGraw-Hill.
- PT Garam. (2018). Retrieved Desember 20, 2019, from <https://www.ptgaram.com/Barang>
- PT Garam. (2019). Retrieved Februari 13, 2020, from <https://www.ptgaram.com/Barang>
- Rovanessa. (2013). *Water Storage Tank*. Manilla: Hyarn Corporation.
- Rusgiyono, A. (2013). *Pemetaan Produksi dan Komposisi Garam*.
- Setiabudi, D. (2014). Analisis Perbedaan Nilai Konsentrasi Logam Berat Cadmium (Cd) Pada Rumput Laut (*Eucheuma Cottonii*) Di Perairan Pamekasan Dan Sumenep – Madura. *Jurnal Ilmiah Perikanan dan Kelautan*, 2.
- Spivakovsky. (1996). *Conveyors and Related Equipment*. Moscow: Don Danemanis.
- Timmerhaus. (1991). *Plant Design and Economics For Chemical Engineers*. USA: McGraw-Hill, Inc.

- Tukiman. (2013). Perhitungan dan Pemilihan Pompa Pada Instalasi Pengolahan Air Bebas Mineral Iradiator Gamma Kapasitas 200 KCi. (pp. 339-351). Batan: PRPN.
- Ulrich. (1984). *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*. New York: John Wiley and Sons.
- Walas. (1987). *Chemical Process Equipment : Selection and Design*. USA: Butterworth-Heinemann.
- Wills. (2006). *Mineral Processing Technology*. USA: Elsevier Science & Technology Books.

**LAMPIRAN A**  
**PERHITUNGAN NERACA MASSA DAN ENERGI**

**NERACA MASSA**

Kapasitas Produksi = 50.000,0000 ton/tahun  
 = 156.250,0000 kg/hari  
 = 6.510,4167 kg/jam

Ditetapkan :

1 tahun = 320 hari  
 Waktu Operasi = 24 jam/hari  
 Bahan Baku = 7.745,9384 kg/jam  
 Basis = 1 jam

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

No.	Komponen	Kadar (%)
1.	NaCl	94,53
2.	Ca <sup>2+</sup>	0,52
3.	Mg <sup>2+</sup>	0,48
4.	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	0,59
5.	K <sup>+</sup>	0,83
6.	HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	0,30
7.	Br <sup>-</sup>	0,22
8.	IO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	0,0067

Menghitung Mol untuk Komponen NaCl

Basis awal = 100 kg  
 n =  $\frac{\text{Massa}}{\text{BM}}$   
 n =  $\frac{94,5300\text{kg}}{58,4423\text{kg/kmol}}$   
 n = 1,6175 kmol

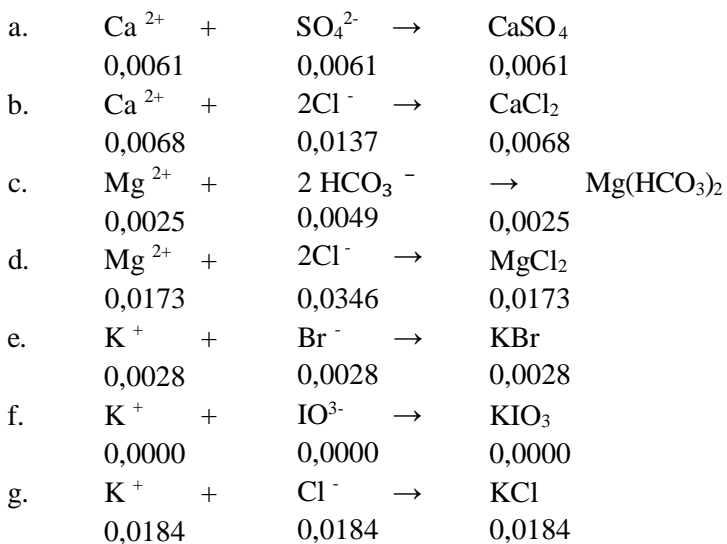
Perhitungan Mol Komponen Garam Rakyat Berdasarkan Ion

No.	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	n (kmol)
1.	NaCl	0,9453	94,5300	58,4423	1,6175
2.	Ca <sup>2+</sup>	0,0052	0,5200	40,0780	0,0130
3.	Mg <sup>2+</sup>	0,0048	0,4800	24,3050	0,0197
4.	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	0,0059	0,5900	96,0637	0,0061
5.	K <sup>+</sup>	0,0083	0,8300	39,0983	0,0212

6.	HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	0,0030	0,3000	61,0169	0,0049
7.	Br <sup>-</sup>	0,0022	0,2200	79,9035	0,0028
8.	IO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	0,0001	0,0067	174,9026	0,0000
<b>Jumlah</b>		0,9748	97,4767		1,6853

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

Reaksi Berdasarkan Stoikiometri :



## Perhitungan Massa Komponen Garam Rakyat Berdasarkan Senyawa

No.	Komponen	BM (kg/kmol)	n (kmol)	Massa (kg)	Fraksi Massa
1.	NaCl	58,4423	1,6175	94,5300	0,0895
2.	CaSO <sub>4</sub>	136,1417	0,0061	0,8361	0,0008
3.	CaCl <sub>2</sub>	110,9831	0,0068	0,7583	0,0007
4.	MgCl <sub>2</sub>	95,2101	0,0173	1,6462	0,0016
5.	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	146,3388	0,0025	0,3597	0,0003
6.	KCl	74,5508	0,0184	1,3745	0,0013
7.	KBr	119,0018	0,0028	0,3277	0,0003
8.	KIO <sub>3</sub>	214,0001	0,0000	0,0083	0,0000
<b>Jumlah</b>			1,6714	99,8409	1,0000

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

Kandungan H<sub>2</sub>O dalam dalam garam rakyat kualitas II adalah maksimal 5 %

Asumsi : Moisture content = 5 %

No.	Komponen	Massa (kg)	Fraksi Massa
1.	NaCl	950,8647	0,8919

2.	CaSO <sub>4</sub>	8,4107	0,0079
3.	CaCl <sub>2</sub>	7,6281	0,0072
4.	MgCl <sub>2</sub>	16,5594	0,0155
5.	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	3,6187	0,0034
6.	KCl	13,8256	0,0130
7.	KBr	3,2958	0,0031
8.	KIO <sub>3</sub>	0,0831	0,0001
9	H <sub>2</sub> O	52,8091	0,0495
<b>Jumlah</b>		<b>1.066,0950</b>	<b>0,9916</b>

Persamaan Umum Neraca Massa :

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

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

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

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

Laju Alir Massa Masuk = Laju Alir Massa Keluar

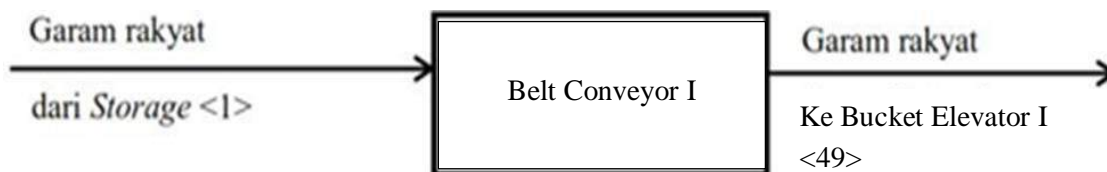
#### 1. Belt Coveyor I (C-112)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat dari gudang bahan baku ke bucket elevator

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C



Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <1> = Aliran <49>

7745,93841 kg = Aliran <49>

Neraca massa komponen NaCl aliran <49>:

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <1> = NaCl aliran <49>

7745,93841 kg = Aliran <49>

Neraca massa komponen NaCl aliran <49>:

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <1> = NaCl aliran <49>

6967,528371 kg = NaCl aliran <49>

Neraca Massa Belt Conveyor

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <1> Garam rakyat dari Storage			Aliran <49> Garam rakyat ke Bucket Elevator		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,8995	6.967,528	NaCl	0,8995	6.967,528
CaSO4	0,0080	61,63011	CaSO4	0,0080	61,63011
CaCl2	0,0072	55,89509	CaCl2	0,0072	55,89509
MgCl2	0,0157	121,3401	MgCl2	0,0157	121,3401
Mg(HCO3)2	0,0034	26,5161	Mg(HCO3)2	0,0034	26,5161
KCl	0,0131	101,3079	KCl	0,0131	101,3079
KBr	0,0031	24,15013	KBr	0,0031	24,15013
KIO3	0,0001	0,608558	KIO3	0,0001	0,608558
H2O	0,0500	0,608558	H2O	0,0500	386,9621
total <1>	1,0000	7745,938	total <49>	1,0000	7745,938
Total Aliran Masuk		7745,938	Total Aliran Keluar		7745,938

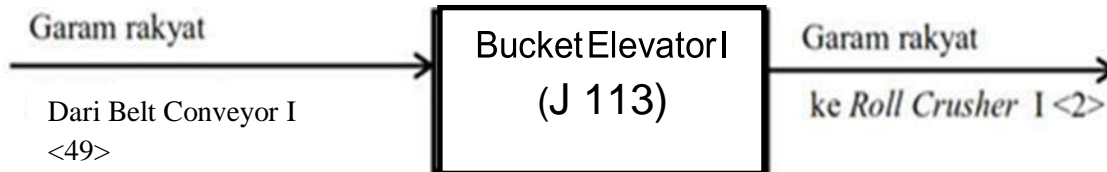
2. Bucket Elevator I (J-113)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat dari Belt Conveyor ke Roll Crusher I

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C



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

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <49> = Aliran <2>

7745,9384 kg = Aliran <2>

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <2> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <49> = NaCl Aliran <2>

6967,5284 kg = NaCl aliran <2>

Neraca Massa Belt Conveyor I

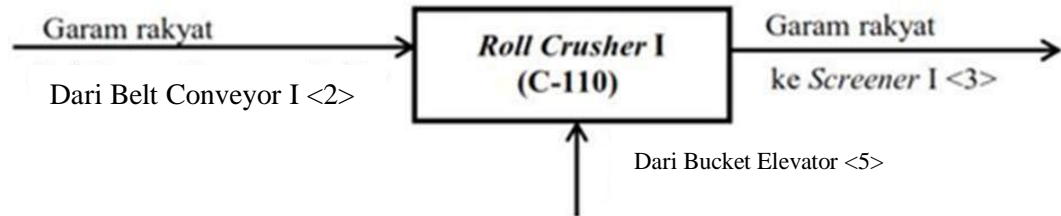
Neraca Massa Aliran Masuk	Neraca Massa Aliran Keluar
---------------------------	----------------------------

Aliran <49> garam rakyat dari Belt Conveyor			Aliran <2> garam rakyat menuju Roll Crusher 1		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,8995	6967,5284	NaCl	0,8995	6967,5284
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301	CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951	CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401	MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161
KCl	0,0131	101,3079	KCl	0,0131	101,3079
KBr	0,0031	24,1501	KBr	0,0031	24,1501
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086	KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086
H <sub>2</sub> O	0,0500	386,9621	H <sub>2</sub> O	0,0500	386,9621
<b>Total &lt;49&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7745,9384</b>	<b>Total &lt;2&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7745,9384</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>7745,9384</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>7745,9384</b>

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

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

Kondisi Operasi :  
 Tekanan = 1 atm  
 Suhu = 30 C



Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Gara rakyat dari belt coveyor (aliran 2)			garam rakyat menuju screener		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,8995	6967,5284	NaCl	0,8995	7334,2404
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301	CaSO <sub>4</sub>	0,0080	64,8738
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951	CaCl <sub>2</sub>	0,0072	58,8369
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401	MgCl <sub>2</sub>	0,0157	127,7264
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	27,9117
KCl	0,0131	101,3079	KCl	0,0131	106,6399
KBr	0,0031	24,1501	KBr	0,0031	25,4212
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086	KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6406
H <sub>2</sub> O	0,0500	386,9621	H <sub>2</sub> O	0,0500	407,3285

<b>Total &lt;2&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7745,9384</b>	<b>Total &lt;3&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>8153,6194</b>
Aliran <5> Garam rakyat dari bucket elevator					
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>			
NaCl	0,8995	366,7120			
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	3,2437			
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	2,9418			
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	6,3863			
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	1,3956			
KCl	0,0131	5,3320			
KBr	0,0031	1,2711			
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,0320			
H <sub>2</sub> O	0,0500	20,3664			
<b>Total &lt;5&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>407,6810</b>			
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>8.153,6194</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>8.153,6194</b>

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

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

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

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa aliran masuk} &= \text{Neraca massa aliran keluar} \\
 \text{Aliran <2> + Aliran <5>} &= \text{Aliran <3>} \\
 7.745,938 \text{ kg} + (0,05 \times \text{Aliran <3>}) &= \text{Aliran <3>} \\
 (1-0,05) \times \text{Aliran <3>} &= 7.745,9384 \text{ kg} \\
 \text{Aliran <3>} &= 8.153,6194 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <3> :

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa NaCl aliran masuk} &= \text{Neraca massa NaCl aliran keluar} \\
 \text{NaCl Aliran <2> + NaCl Aliran <5>} &= \text{NaCl Aliran <3>} \\
 6.967,528 \text{ kg} + (0,05 \times \text{NaCl Aliran <3>}) &= \text{NaCl Aliran <3>} \\
 (1-0,05) \times \text{NaCl Aliran <3>} &= 6.967,5284 \text{ kg} \\
 \text{NaCl Aliran <3>} &= 7.334,2404 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

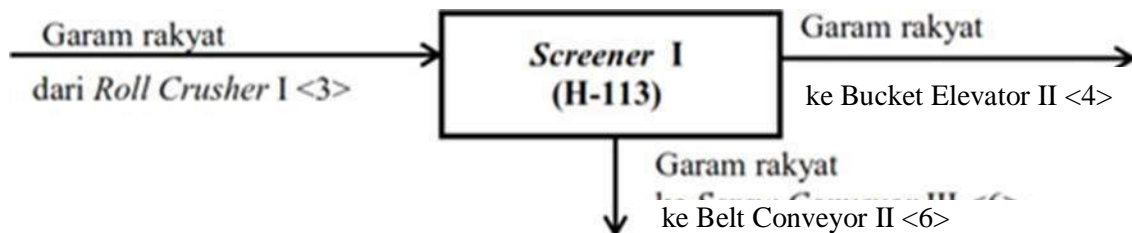
#### 4. Screener I (H-113)

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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C





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

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar  
 Aliran <4> = Aliran <5>  
 Aliran <4> = 407,6810 kg  
 Aliran <3> = Aliran <4> + Aliran <6>  
 8.153,6194 kg = 407,681kg + Aliran <6>  
 Aliran <6> = 7.745,9384 kg

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

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar  
 NaCl Aliran <4> = NaCl Aliran <5>  
 NaCl Aliran <4> = 366,7120 kg  
 NaCl Aliran <3> = NaCl Aliran <4> + NaCl Aliran <6>  
 7.334,2404 kg = 366,7120 kg + NaCl Aliran <6>  
 NaCl Aliran <6> = 6.967,5284 kg

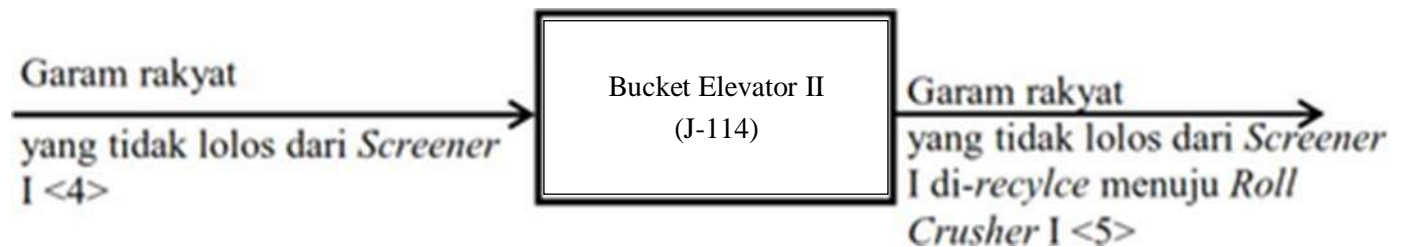
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <3> Garam dari roll crusher			Aliran <4> Garam ke bucket elevator		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,8995	7.334,2404	NaCl	0,8995	366,7120
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	64,8738	CaSO <sub>4</sub>	0,0080	3,2437
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	58,8369	CaCl <sub>2</sub>	0,0072	2,9418
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	127,7264	MgCl <sub>2</sub>	0,0157	6,3863
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	27,9117	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	1,3956
KCl	0,0131	106,6399	KCl	0,0131	5,3320
KBr	0,0031	25,4212	KBr	0,0031	1,2711
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6406	KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,0320
H <sub>2</sub> O	0,0500	407,3285	H <sub>2</sub> O	0,0500	20,3664
<b>Total &lt;3&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>8.153,6194</b>	<b>Total &lt;4&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>407,6810</b>
			Aliran <6> Garam ke belt conveyor		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			NaCl	0,8995	6.967,5284
			CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301
			CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951
			MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401

		Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161
		KCl	0,0131	101,3079
		KBr	0,0031	24,1501
		KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086
		H <sub>2</sub> O	0,0500	386,9621
		<b>Total &lt;6&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.745,9384</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>8.153,6194</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>8.153,6194</b>

### 5. Bucket Elevator II (J-114)

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

Kondisi Operasi :  
 Tekanan = 1 atm  
 Suhu = 30



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

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <4> = Aliran <5>

Aliran <5> = 407.6810 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <5> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <4> = NaCl Aliran <5>

NaCl Aliran <5> = 366.7120 kg

### Neraca Massa Bucket Elevator II

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <4> Garam rakyat yang tidak lolos dari Screener I			Aliran <5> Garam rakyat yang tidak lolos dari Screener I di-recycle menuju Roll Crusher I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,8995	366,7120	NaCl	0,8995	366,7120
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	3,2437	CaSO <sub>4</sub>	0,0080	3,2437
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	2,9418	CaCl <sub>2</sub>	0,0072	2,9418

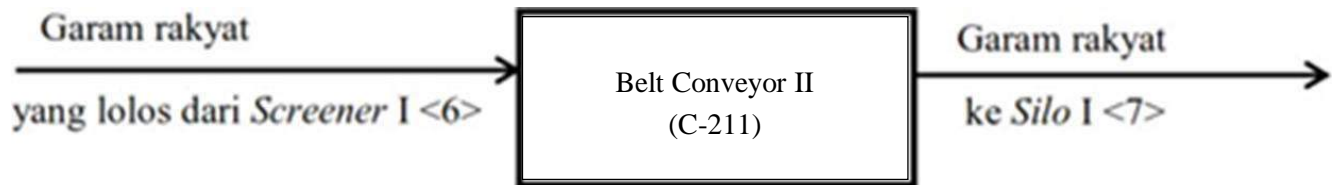
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	6,3863	MgCl <sub>2</sub>	0,0157	6,3863
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	1,3956	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	1,3956
KCl	0,0131	5,3320	KCl	0,0131	5,3320
KBr	0,0031	1,2711	KBr	0,0031	1,2711
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,0320	KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,0320
H <sub>2</sub> O	0,0500	20,3664	H <sub>2</sub> O	0,0500	20,3664
<b>Total &lt;4&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>407,6810</b>	<b>Total &lt;5&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>407,6810</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>407,6810</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>407,6810</b>

#### 6. Belt Conveyor II

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C



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

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <6> = Aliran <7>

Aliran <7> = 7.745,9384 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <7> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <6> = NaCl Aliran <7>

NaCl Aliran <7> = 6.967,5284 kg

#### Neraca Massa Belt Conveyor II

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <6> Garam rakyat yang lolos dari screener I			Aliran <7> Garam rakyat menuju Silo I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,8995	6.967,5284	NaCl	0,8995	6.967,5284
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301	CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951	CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401	MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161

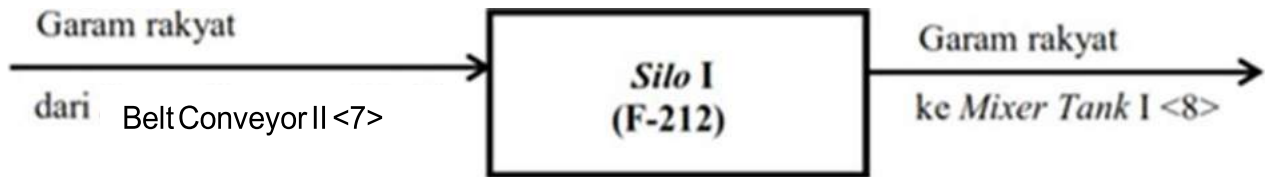
KCl	0,0131	101,3079	KCl	0,0131	101,3079
KBr	0,0031	24,1501	KBr	0,0031	24,1501
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086	KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086
H <sub>2</sub> O	0,0500	386,9621	H <sub>2</sub> O	0,0500	386,9621
<b>Total &lt;6&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.745,9384</b>	<b>Total &lt;7&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.745,9384</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>7.745,9384</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>7.745.9384</b>

7. Silo I (F-213)

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C



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

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <7> = Aliran <8>

Aliran <8> = 7.745,9384 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> = 6.967,5284 kg

Neraca Massa Silo I

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <7> Garam rakyat dari Belt Conveyor II			Aliran <8> Garam rakyat ke Mixer Tank I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,8995	6.967,5284	NaCl	0,8995	6.967,5284
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301	CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951	CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401	MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161
KCl	0,0131	101,3079	KCl	0,0131	101,3079
KBr	0,0031	24,1501	KBr	0,0031	24,1501

KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086	KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086
H <sub>2</sub> O	0,0500	386,9621	H <sub>2</sub> O	0,0500	386,9621
<b>Total &lt;7&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7,745,9384</b>	<b>Total &lt;8&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7,745,9384</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>7,745,9384</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>7,745,9384</b>

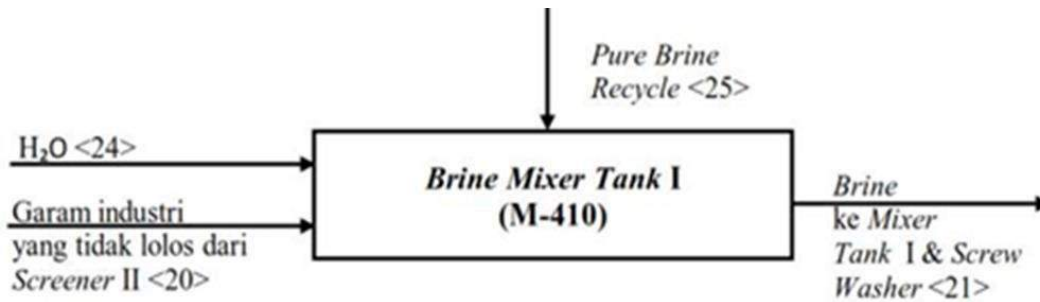
8. Brine Mixer Tank I (M-410)

Fungsi : Tangki pencampuran antara garam rakyat dengan air untuk membuat Brine

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C



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

2. Kebutuhan brine = 50.000,0000

3. Dalam brine terdapat 26,46% NaCl

4. Garam yang digunakan dalam pembuatan brine adalah garam industri

Spesifikasi garam industri wet basis menurut SNI 06-0303-2012

No	Komponen	Kadar (%)
1	NaCl	96,0000
2	CaSO <sub>4</sub>	0,1800
3	CaCl <sub>2</sub>	0,4100
4	MgCl <sub>2</sub>	0,2500
5	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000
6	KCl	0,0000
7	KBr	0,0000
8	KIO <sub>3</sub>	0,0000
9	H <sub>2</sub> O	3,1600

Data solubility tiap komponen pada suhu 30 °C (Perry 8th ed, 2008)

Komponen	solubility (kg/kg H <sub>2</sub> O)
NaCl	0,3609
CaSO <sub>4</sub>	0,00264
CaCl <sub>2</sub>	1,02

MgCl <sub>2</sub>	0,56
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,077
KCl	0,372
KBr	0,707
KIO <sub>3</sub>	0,103

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

$$\begin{aligned} \text{Aliran <21>} &= 50.000,0000 \text{ kg} \\ \text{Aliran <21>} &= 50.000,0000 \text{ kg} \times 0,2646 \\ &= 13.230,0000 \text{ kg} \end{aligned}$$

Kebutuhan garam industri untuk membuat brine

$$\text{Yang memiliki massa NaCl sebesar} = 13.230,0000 \text{ kg.}$$

$$\text{massa garam industri yang dibuthkan dlam pembuatan brine} = 13.230,0000 \text{ kg} \times \frac{100}{96}$$

$$= 13.781,2500 \text{ kg}$$

$$\text{Massa total komponen aliran <20>} = 13.781,2500 \text{ kg}$$

Neraca Massa Total Brine Mixer Tank I

$$\text{Neraca massa aliran masuk} = \text{Neraca massa aliran keluar}$$

$$\begin{aligned} \text{Aliran <20>} + \text{Aliran <24>} + \text{Aliran <25>} &= \text{Aliran <21>} \\ ( 13781,2500 + \text{Aliran <24>} + 0,0000 ) \text{ kg} &= 50000,0000 \text{ kg} \\ \text{Aliran <24>} &= 36218,750 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan :

$$\text{massa H}_2\text{O yang dibuthkan dalam pembuatan brine} = 36218,750 \text{ kg}$$

Neraca Massa Komponen CaCl<sub>2</sub> Aliran <21> :

Neraca massa CaCl<sub>2</sub> aliran masuk = Neraca massa CaCl<sub>2</sub> aliran keluar

$$\begin{aligned} \text{CaCl}_2 \text{ aliran <20>} + \text{CaCl}_2 \text{ aliran <24>} + \text{CaCl}_2 \text{ aliran <25>} &= \text{CaCl}_2 \text{ aliran <21>} \\ ( 56,50313 + 0,00000 + 0,0000 ) \text{ kg} &= 56,5031 \text{ kg} \\ \text{CaCl}_2 \text{ aliran <20>} + \text{CaCl}_2 \text{ aliran <24>} + \text{CaCl}_2 \text{ aliran <25>} &= \text{CaCl}_2 \text{ aliran <21>} \\ ( 56,50313 + 0,00000 + 0,0000 ) \text{ kg} &= 56,5031 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Massa Aliran Masuk				Neraca Massa Aliran Keluar			
Aliran <20> Garam industri dari Screw Conveyor VI				Aliran <21> Brine ke Mixer Tank I & Screw Washer			
Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)
NaCl	0,9600	30,3797	13.230	NaCl	0,2646	0,3609	13.230

CaSO <sub>4</sub>	0,0018	0,0570	24,8063	CaSO <sub>4</sub>	0,0005	0,0007	24,8063
CaCl <sub>2</sub>	0,0041	0,1297	56,5031	CaCl <sub>2</sub>	0,0011	0,0015	56,5031
MgCl <sub>2</sub>	0,0025	0,0791	34,4531	MgCl <sub>2</sub>	0,0007	0,0009	34,4531
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0000	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0316	1,0000	435,4875	H <sub>2</sub> O	0,7331	1,0000	36.654,2375
<b>Total &lt;20&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>13.781,25</b>	<b>Total &lt;21&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>50.000</b>
Aliran <24> H <sub>2</sub> O							
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>					
H <sub>2</sub> O	1.0000	36.218,7500					
<b>Total &lt;24&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>36.218,7500</b>					
Aliran <25> Pure Brine Recycle							
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Solubility</b>	<b>Massa (kg)</b>				
NaCl	0,0000	0,0000	0,0000				
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0000				
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000				
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000				
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000				
KCl	0,0000	0,0000	0,0000				
KBr	0,0000	0,0000	0,0000				
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000				
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000				
<b>Total &lt;25&gt;</b>	<b>0,0000</b>		<b>0,0000</b>				
<b>Total Aliran Masuk</b>			<b>50.000</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>			<b>50.000</b>

NERACA MASSA BRINE MIXER TANK I PADA SPLITTER POINT

Neraca Massa Aliran Masuk				Neraca Massa Aliran Keluar			
Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)
NaCl	0,2646	0,3609	13.230	NaCl	0,2646	0,3609	3.334,6833
CaSO <sub>4</sub>	0,0005	0,0007	24,8063	CaSO <sub>4</sub>	0,0005	0,0007	6,2525
CaCl <sub>2</sub>	0,0011	0,0015	56,5031	CaCl <sub>2</sub>	0,0011	0,0015	14,2419

MgCl <sub>2</sub>	0,0007	0,0009	34,4531	MgCl <sub>2</sub>	0,0007	0,0009	8,6841
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0000	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,7331	1,0000	36.654,2375	H <sub>2</sub> O	0,7331	1,0000	9.238,8717
<b>Total &lt;21&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>50.000</b>	<b>Total &lt;22&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>12.602,7335</b>
				<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Solubility</b>	<b>Massa (kg)</b>
				NaCl	0,2646	0,3609	9.895,3167
				CaSO <sub>4</sub>	0,0005	0,0007	18,5537
				CaCl <sub>2</sub>	0,0011	0,0015	42,2612
				MgCl <sub>2</sub>	0,0007	0,0009	25,7691
				Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
				KCl	0,0000	0,0000	0,0000
				KBr	0,0000	0,0000	0,0000
				KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
				H <sub>2</sub> O	0,7331	1,0000	27.415,3658
				<b>Total &lt;23&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>37.397,2665</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>			<b>50.000</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>			<b>50.000</b>

Densitas tiap Komponen

Komponen	Densitas
NaCl	2.170
CaSO <sub>4</sub>	2.960
CaCl <sub>2</sub>	2.150
MgCl <sub>2</sub>	2.325
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	2.344,6
KCl	1.988
KBr	2.750
KIO <sub>3</sub>	3.890
H <sub>2</sub> O	995,68

Komposisi Brine pada aliran 22 dan aliran 23

<b>komposisi brine aliran 22</b>				
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	densitas	Volume
NaCl	0,2646	3.334,6833	2170	1,5367



CaSO <sub>4</sub>	0,0005	6,2525	2960	0,0021
CaCl <sub>2</sub>	0,0011	14,2419	2150	0,0066
MgCl <sub>2</sub>	0,0007	8,6841	2325	0,0037
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,7331	9.238,8717	995,68	9,2790
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>12602,7335</b>		<b>10,8281</b>

**Komposisi brine aliran 23**

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	densitas	Volume
NaCl	0,2646	9.895,3167	2170	4,5601
CaSO <sub>4</sub>	0,0005	18,5537	2960	0,0063
CaCl <sub>2</sub>	0,0011	42,2612	2150	0,0197
MgCl <sub>2</sub>	0,0007	25,7691	2325	0,0111
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,7331	27.415,3658	995,68	27,5343
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>37.397,2665</b>		<b>32,1314</b>

degree baume dari aliran brine <22>

$$\text{densitas brine} = \frac{\text{massa brine}}{\text{volume brine}} = \frac{12.602,7335 \text{ kg}}{10,8281} = 1.163,8863$$

$$\text{Specific gravity brine} = \frac{\text{densitas brine}}{\text{densitas H}_2\text{O}} = \frac{1.163,8863 \text{ kg}}{995,68 \text{ m}} = 1,1689$$

$$\begin{aligned} \text{Degree Baume} &= 145 - \frac{145}{\text{Specific gravity brine}} \\ &= 145 - \frac{145}{1,1689} \\ &= 20,9556 \end{aligned}$$

degree baume dari brine aliran <23>

$$\text{densitas brine} = \frac{\text{massa brine}}{\text{volume brine}} = \frac{37.397,2665 \text{ kg}}{32,1314} = 1163,8863$$

$$\text{Specific gravity brine} = \frac{\text{densitas brine}}{\text{densitas H}_2\text{O}} = \frac{1163,8863 \text{ kg}}{995.68 \text{ m}^3} = 1,1689$$

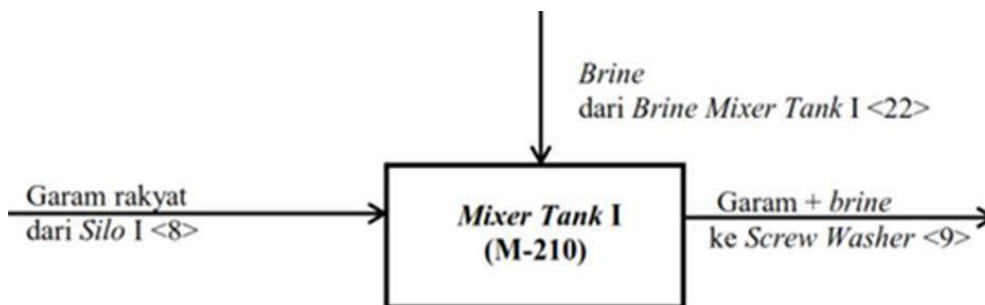
$$\begin{aligned} \text{Degree Baume} &= 145 - \frac{145}{\text{Specific gravity brine}} \\ &= 145 - \frac{145}{1.1689} \\ &= 20,9556 \end{aligned}$$

9. Mixer Tank I (M-210)

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C



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

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <8> + Aliran <22> = Aliran <9>

7745,9384 kg + 12602,7335 kg = Aliran <9>

Aliran <9> = 20.348,6719 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <9> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <8> + NaCl Aliran <22> = NaCl Aliran <9>

6.967,5284 kg + 3.334,6833 kg = NaCl Aliran <9>

NaCl Aliran <9> = 10.302,2117 kg

Neraca Massa Komponen CaCl<sub>2</sub> Aliran <9> :

massa CaCl<sub>2</sub> aliran <8> yang terlarut dalam garam = 55,8951kg

massa CaCl<sub>2</sub> aliran <22> yang terlarut dalam garam = 14,2419kg

massa CaCl<sub>2</sub> aliran <9> yang terlarut dalam garam = 50% x massa CaCl<sub>2</sub> aliran <8>

= 50% x 55,8951kg

massa CaCl<sub>2</sub> aliran <9> yang terlarut dalam brine = 27,9475kg + massa CaCl<sub>2</sub> aliran 9 yang terlarut dalam garam

= 14,2419kg + 27,9475kg

= 42,1894kg

**Komposisi Aliran <8> dan <22>**

aliran 8 garam rakyat dari silo 1	aliran 22 brine dari mixer tank I
-----------------------------------	-----------------------------------

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Volume (m)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Volume (m)
NaCl	0,8995	6967,5284	3,2108	NaCl	0,2646	3334,6833	1,5367
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301	0,0208	CaSO <sub>4</sub>	0,0005	6,2525	0,0021
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951	0,0260	CaCl <sub>2</sub>	0,0011	14,2419	0,0066
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401	0,0522	MgCl <sub>2</sub>	0,0007	8,6841	0,0037
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161	0,0113	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
KCl	0,0131	101,3079	0,0510	KCl	0,0000	0,0000	0,0000
KBr	0,0031	24,1501	0,0088	KBr	0,0000	0,0000	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086	0,0002	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0500	386,9621	0,3886	H <sub>2</sub> O	0,7331	9238,8717	9,2790
<b>Total &lt;8&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7745,9384</b>	<b>3,7697</b>	<b>Total &lt;22&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>12602,7335</b>	<b>10,8281</b>

neraca massa brine mixer tankI

Aliran <8> garam rakyat dari silo				Aliran <9> garam ke screw washer			
Neraca Massa Aliran Masuk				Neraca Massa Aliran Keluar			
Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)
NaCl	0,8995	18,0057	6.967,5284	NaCl	0,9228	18,0057	6.967,5284
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	0,1593	61,6301	CaSO <sub>4</sub>	0,0041	0,0796	30,8151
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	0,1444	55,8951	CaCl <sub>2</sub>	0,0037	0,0722	27,9475
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	0,3136	121,3401	MgCl <sub>2</sub>	0,0080	0,1568	60,6701
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	0,0685	26,5161	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0018	0,0343	13,2581
KCl	0,0131	0,2618	101,3079	KCl	0,0067	0,1309	50,6539
KBr	0,0031	0,0624	24,1501	KBr	0,0016	0,0312	12,0751
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,0016	0,6086	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0008	0,3043
H <sub>2</sub> O	0,0500	1,0000	386,9621	H <sub>2</sub> O	0,0513	1,0000	386,9621
<b>Total &lt;8&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>7.745,9384</b>	<b>Total &lt;9&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>7.550,2144</b>
Aliran <22> brine dari brine mixer tank				Aliran <9> brine ke scew washer			
Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)
NaCl	0,2646	0,3609	3334,6833	NaCl	0,2606	0,3609	3,334,6833
CaSO <sub>4</sub>	0,0005	0,0007	6,2525	CaSO <sub>4</sub>	0,0029	0,0040	37,0676

CaCl <sub>2</sub>	0,0011	0,0015	14,2419	CaCl <sub>2</sub>	0,0033	0,0046	42,1894
MgCl <sub>2</sub>	0,0007	0,0009	8,6841	MgCl <sub>2</sub>	0,0054	0,0075	69,3541
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0010	0,0014	13,2581
KCl	0,0000	0,0000	0,0000	KCl	0,0040	0,0055	50,6539
KBr	0,0000	0,0000	0,0000	KBr	0,0009	0,0013	12,0751
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,3043
H <sub>2</sub> O	0,7331	1,0000	9238,8717	H <sub>2</sub> O	0,7219	1,0000	9238,8717
<b>Total &lt;22&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>12.602,7335</b>	<b>Total &lt;9&gt;</b>	<b>1.0000</b>		<b>12.798,4575</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>			<b>20.348,6719</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>			<b>20.348,6719</b>

Komposisi Brine pada Aliran <9>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	densitas(kg/m <sup>3</sup> )	volume(m <sup>3</sup> )
NaCl	0,2606	3.334,6833	2.170	1,5367
CaSO <sub>4</sub>	0,0029	37,0676	2.960	0,0125
CaCl <sub>2</sub>	0,0033	42,1894	2.150	0,0196
MgCl <sub>2</sub>	0,0054	69,3541	2.325	0,0298
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0010	13,2581	2.344,6	0,0057
KCl	0,0040	50,6539	1.988	0,0255
KBr	0,0009	12,0751	2.750	0,0044
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,3043	3.890	0,0001
H <sub>2</sub> O	0,7219	9.238,8717	995,68	9,2790
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.798,4575</b>		<b>10,9133</b>

$$\text{densitas brine} = \frac{\text{massa brine}}{\text{volume brine}} = \frac{12798,4575 \text{ kg}}{10,9133 \text{ m}^3} = 1172,7441 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Specific gravity brine} = \frac{\text{densitas brine}}{\text{densitas H}_2\text{O}} = \frac{1172,7441 \text{ kg/m}^3}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 1,1778$$

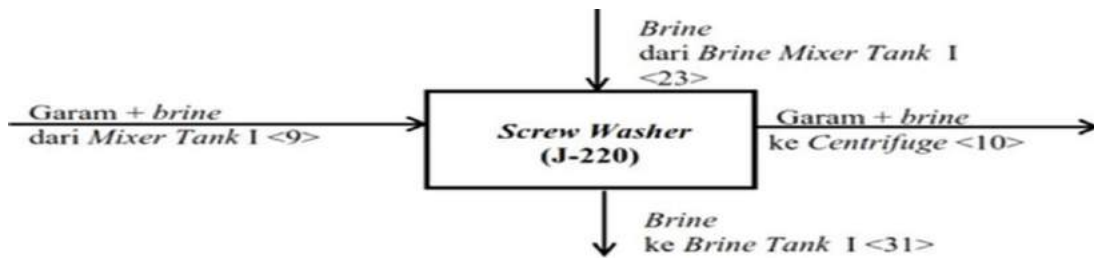
$$\begin{aligned} \text{Degree Baume} &= 145 - \frac{145}{\text{Specific gravity brine}} \\ &= 145 - \frac{145}{1,1778} \\ &= 21,8925 \end{aligned}$$

10. Screw Washer (J-220)

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C



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

2. 95% impurities larut ke dalam brine

3. 5% brine terbawa aliran <10>

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa aliran masuk} &= \text{Neraca massa aliran keluar} \\
 \text{Aliran } \langle 9 \rangle + \text{Aliran } \langle 23 \rangle &= \text{Aliran } \langle 10 \rangle + \text{Aliran } \langle 31 \rangle \\
 20.348,6719 \text{ kg} + 37.397,2665 \text{ kg} &= \text{Aliran } \langle 10 \rangle + \text{Aliran } \langle 31 \rangle \\
 \text{Aliran } \langle 10 \rangle + \text{Aliran } \langle 31 \rangle &= 57.745,9384 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}
 \text{Massa NaCl Aliran } \langle 9 \rangle \text{ garam} &= 6.967,5284 \text{ kg} \\
 \text{Massa NaCl Aliran } \langle 9 \rangle \text{ yang terlarut dalam brine} &= 3.334,6833 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

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

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

$$\begin{aligned}
 &= 0,05 \times (3334,6833 \text{ kg} + 9895,3167 \text{ kg}) \\
 &= 661,5000 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Massa NaCl Aliran <31> yang terlarut dalam brine = 0.95 x Massa NaCl Aliran <9> dan <23> yang terlarut dalam brine

$$\begin{aligned}
 &= 0,95 \times (3334,6833 \text{ kg} + 9895,3167 \text{ kg}) \\
 &= 12.568,5000 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

$$\text{NaCl Aliran } \langle 9 \rangle + \text{NaCl Aliran } \langle 23 \rangle = \text{NaCl Aliran } \langle 10 \rangle + \text{NaCl Aliran } \langle 31 \rangle$$

$$10.302,2117 \text{ kg} + 9.895,3167 \text{ kg} = \text{NaCl Aliran } \langle 10 \rangle + 12.568,5 \text{ kg}$$

$$\text{NaCl Aliran } \langle 10 \rangle = 7.629,0284 \text{ kg}$$

Massa NaCl Aliran <10> yang terlarut dalam garam = massa NaCl aliran 10 - massa NaCl aliran 10 yang larut dalam brine

$$\begin{aligned}
 &= 7.629,0284 \text{ kg} - 661,5000 \text{ kg} \\
 &= 6.967,5284 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca massa komponen CaCl<sub>2</sub> aliran <10> dan <31>

$$\text{massa CaCl}_2 \text{ aliran } \langle 9 \rangle \text{ yang larut dalam garam} = 27,9475 \text{ kg}$$

$$\text{massa CaCl}_2 \text{ aliran } \langle 9 \rangle \text{ yang larut dalam brine} = 42,1894 \text{ kg}$$

$$\text{massa CaCl}_2 \text{ aliran } \langle 23 \rangle \text{ yang larut dalam brine} = 42,2612 \text{ kg}$$

$$\text{massa CaCl}_2 \text{ aliran } \langle 10 \rangle \text{ yang larut dalam brine} = 0,05 \times \text{massa CaCl}_2$$

$$\text{aliran } \langle 9 \rangle \text{ yang larut dalam garam} = 0,05 \times 27,9475 \text{ kg}$$

$$= 1,3974 \text{ kg}$$

Misalnya :

massa CaCl<sub>2</sub> aliran <10> yang larut dalam brine = A = 0.05 x (massa CaCl<sub>2</sub> aliran <9> yang larut dalam brine + massa CaCl<sub>2</sub> aliran <23> yang larut dalam brine + (0.95 x massa NaCl aliran 9 yang larut dalam garam))

$$\begin{aligned} \text{Maka, A} &= 0,05 \times (42,1894 + 42,2612 + (0,95 \times 27,9475)) \\ &= 5,55 \text{ kg} \end{aligned}$$

massa CaCl<sub>2</sub> aliran <31> yang larut dalam brine = B = 0.95 x (massa CaCl<sub>2</sub> aliran <9> yang larut dalam brine + massa CaCl<sub>2</sub> aliran <23> yang larut dalam brine + (0.95 x massa NaCl aliran 9 yang larut dalam garam))

$$\begin{aligned} \text{Maka, B} &= 0,95 \times (42,1894 + 42,2612 + (0,95 \times 27,9475)) \\ &= 105,4508 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca massa screw washer							
aliran 9 garam dari mixer tank I				aliran 10 garam ke centrifuge			
Neraca Massa Aliran Masuk				Neraca Massa Aliran Keluar			
Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)
NaCl	0,9228	18,0057	6.967,5284	NaCl	0,9461	18,0057	6.967,5284
CaSO <sub>4</sub>	0,0041	0,0796	30,8151	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	0,0040	1,5408
CaCl <sub>2</sub>	0,0037	0,0722	27,9475	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	0,0036	1,3974
MgCl <sub>2</sub>	0,0080	0,1568	60,6701	MgCl <sub>2</sub>	0,0004	0,0078	3,0335
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0018	0,0343	13,2581	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,0017	0,6629
KCl	0,0067	0,1309	50,6539	KCl	0,0003	0,0065	2,5327
KBr	0,0016	0,0312	12,0751	KBr	0,0001	0,0016	0,6038
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0008	0,3043	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0152
H <sub>2</sub> O	0,0513	1,0000	386,9621	H <sub>2</sub> O	0,0525	1,0000	386,9621
<b>Total &lt;9&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>7.550,2144</b>	<b>Total &lt;10&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>7.364,2766</b>

aliran 9 brine dari mixer tank I				aliran 10 brine ke centrifuge			
Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)
NaCl	0,2606	0,3609	3.334,6833	NaCl	0,2636	0,3609	661,5000
CaSO <sub>4</sub>	0,0029	0,0040	37,0676	CaSO <sub>4</sub>	0,0011	0,0008	2,7811
CaCl <sub>2</sub>	0,0033	0,0046	42,1894	CaCl <sub>2</sub>	0,0017	0,0023	4,2225
MgCl <sub>2</sub>	0,0054	0,0075	69,3541	MgCl <sub>2</sub>	0,0019	0,0026	4,7562
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0010	0,0014	13,2581	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0003	0,0004	0,6629
KCl	0,0040	0,0055	50,6539	KCl	0,0010	0,0014	2,5327
KBr	0,0009	0,0013	12,0751	KBr	0,0002	0,0003	0,6038

KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,3043	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0152
H <sub>2</sub> O	0,7219	1,0000	9.238,8717	H <sub>2</sub> O	0,7302	1,0000	1.832,7119
<b>Total &lt;9&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>12.798,4575</b>	<b>Total &lt;10&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>2.509,7862</b>
aliran 23 brine dari brine mixer tank I				aliran 31 brine ke brine tank I			
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Solubility</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Solubility</b>	<b>Massa (kg)</b>
NaCl	0,2646	0,3609	9.895,3167	NaCl	0,2625	0,3609	12.568,5000
CaSO <sub>4</sub>	0,0005	0,0007	18,5537	CaSO <sub>4</sub>	0,0017	0,0026	82,1145
CaCl <sub>2</sub>	0,0011	0,0015	42,2612	CaCl <sub>2</sub>	0,0022	0,0031	106,7783
MgCl <sub>2</sub>	0,0007	0,0009	25,7691	MgCl <sub>2</sub>	0,0031	0,0043	148,0036
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0005	0,0007	25,1903
KCl	0,0000	0,0000	0,0000	KCl	0,0020	0,0028	96,2425
KBr	0,0000	0,0000	0,0000	KBr	0,0005	0,0007	22,9426
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,5781
H <sub>2</sub> O	0,7331	1,0000	27.415,3658	H <sub>2</sub> O	0,7274	1,0000	34.821,5256
<b>Total &lt;23&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>37.397,2665</b>	<b>Total &lt;31&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>47.871,8756</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>			<b>57.745,9384</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>			<b>57.745,9384</b>

komposisi brine di aliran 31				
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>densitas(kg/m3)</b>	<b>volume(m3)</b>
NaCl	0,2625	12.568,5000	2170	5,7919
CaSO <sub>4</sub>	0,0017	82,1145	2960	0,0277
CaCl <sub>2</sub>	0,0022	106,7783	2150	0,0497
MgCl <sub>2</sub>	0,0031	148,0036	2325	0,0637
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0005	25,1903	2344,6	0,0107
KCl	0,0020	96,2425	1988	0,0484
KBr	0,0005	22,9426	2750	0,0083
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,5781	3890	0,0001
H <sub>2</sub> O	0,7274	34.821,5256	995,68	34,9726
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>47.871,8756</b>		<b>40,9733</b>

$$\text{densitas brine} = \frac{\text{massa brine}}{\text{volume brine}} = \frac{47.871,8756 \text{ kg}}{40,9733} = 1168,3689$$

$$\text{Specific gravity brine} = \frac{\text{densitas brine}}{\text{densitas H}_2\text{O}} = \frac{1.168,3689}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 1,1734$$

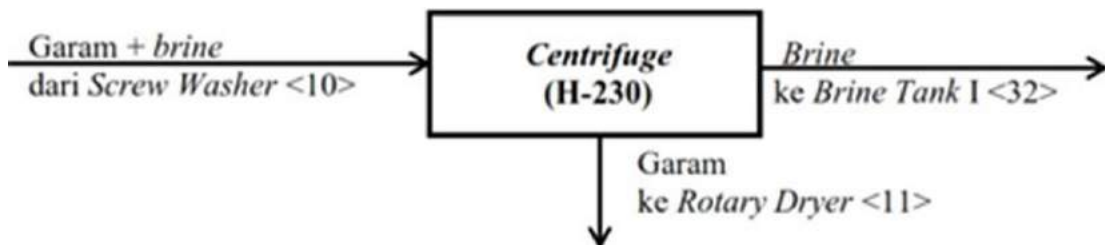
$$\begin{aligned} \text{Degree Baume} &= 145 - \frac{145}{\text{Specific gravity brine}} \\ &= 145 - \frac{145}{1,1734} \\ &= 22,4315 \end{aligned}$$

12. Centrifuge (H-230)

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C



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

2. brine yang terbawa oleh garam keluar centrifuge sebesar 5%

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <10> = Aliran <11> + aliran <32>

Aliran <11> + Aliran <32> = 9.874,0628 kg

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

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <11> = NaCl Aliran <10> garam + 0.05x NaCl aliran <10> brine

= 6967,5284 kg + ( 0,05 x 661,5 kg

= 7000,6034 kg

NaCl Aliran <32> = NaCl Aliran <10> brine x 0.95

= 661,5 kg x 0,95

= 628,4250 kg

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

Neraca Massa Centrifuge

Neraca Massa Aliran Masuk				Neraca Massa Aliran Keluar			
aliran <10> garam dari screw washer				aliran <11> garam ke rotary dryer			
Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)
NaCl	0,9461	18,0057	6.967,5284	NaCl	0,9347	14,6273	7.000,6034



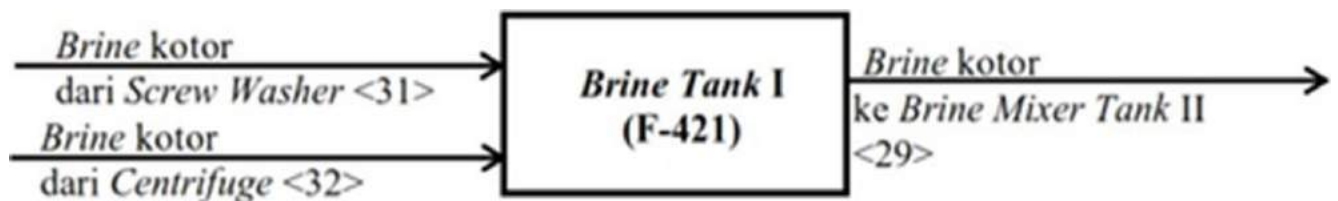
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	0,0040	1,5408	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	0,0035	1,6798
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	0,0036	1,3974	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	0,0034	1,6085
MgCl <sub>2</sub>	0,0004	0,0078	3,0335	MgCl <sub>2</sub>	0,0004	0,0068	3,2713
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,0017	0,6629	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,0015	0,6960
KCl	0,0003	0,0065	2,5327	KCl	0,0004	0,0056	2,6593
KBr	0,0001	0,0016	0,6038	KBr	0,0001	0,0013	0,6339
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0152	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0160
H <sub>2</sub> O	0,0525	1,0000	386,9621	H <sub>2</sub> O	0,0639	1,0000	478,5977
<b>Total &lt;10&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>7.364,2766</b>	<b>Total &lt;11&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>7.489,7659</b>
aliran <10> brine dari screw washer				aliran <32> brine ke brine tank			
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Solubility</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Solubility</b>	<b>Massa (kg)</b>
NaCl	0,2636	0,3609	661,5000	NaCl	0,2636	0,3609	628,4250
CaSO <sub>4</sub>	0,0011	0,0008	2,7811	CaSO <sub>4</sub>	0,0011	0,0015	2,6420
CaCl <sub>2</sub>	0,0017	0,0023	4,2225	CaCl <sub>2</sub>	0,0017	0,0023	4,0114
MgCl <sub>2</sub>	0,0019	0,0026	4,7562	MgCl <sub>2</sub>	0,0019	0,0026	4,5184
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0003	0,0004	0,6629	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0003	0,0004	0,6298
KCl	0,0010	0,0014	2,5327	KCl	0,0010	0,0014	2,4061
KBr	0,0002	0,0003	0,6038	KBr	0,0002	0,0003	0,5736
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0152	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0145
H <sub>2</sub> O	0,7302	1,0000	1.832,7119	H <sub>2</sub> O	0,7302	1,0000	1.741,0763
<b>Total &lt;10&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>2.509,7862</b>	<b>Total &lt;32&gt;</b>			<b>2.384.2969</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>			<b>9.874,0628</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>			<b>9.874,0628</b>

13. Brine Tank I

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm 1 atm

Suhu = 30 C



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

Neraca massa aliran masuk

=

Neraca massa aliran keluar

$$\begin{aligned}
 \text{Aliran } \langle 31 \rangle &+ \text{ Aliran } \langle 32 \rangle &= \text{ Aliran } \langle 29 \rangle \\
 47871,8756 \text{ kg} &+ 2384,2969 \text{ kg} &= \text{ Aliran } \langle 29 \rangle \\
 &\text{ Aliran } \langle 29 \rangle &= 50256,1725 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <29> :

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa NaCl aliran masuk} &= \text{ Neraca massa NaCl aliran keluar} \\
 \text{NaCl Aliran } \langle 31 \rangle + \text{ NaCl Aliran } \langle 32 \rangle &= \text{ NaCl Aliran } \langle 29 \rangle \\
 12.568,5 \text{ kg} + 628,4250 \text{ kg} &= \text{ NaCl Aliran } \langle 29 \rangle \\
 \text{NaCl Aliran } \langle 29 \rangle &= 13.196,9250 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

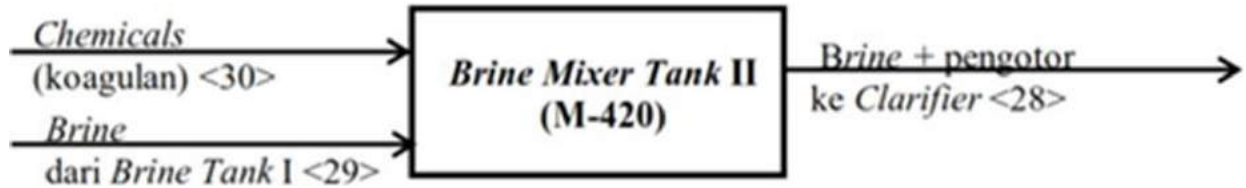
Neraca Massa Brine Tank I							
aliran <31> brine dari screw wahser				aliran <29> brine ke brine mixer tankII			
Neraca Massa Aliran Masuk				Neraca Massa Aliran Keluar			
Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)
NaCl	0,2625	0,3609	12.568,5000	NaCl	0,2626	0,3609	13.196,9250
CaSO <sub>4</sub>	0,0017	0,0026	82,1145	CaSO <sub>4</sub>	0,0017	0,0023	84,7566
CaCl <sub>2</sub>	0,0022	0,0031	106,7783	CaCl <sub>2</sub>	0,0022	0,0030	110,7897
MgCl <sub>2</sub>	0,0031	0,0043	148,0036	MgCl <sub>2</sub>	0,0030	0,0042	152,5219
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0005	0,0007	25,1903	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0005	0,0007	25,8201
KCl	0,0020	0,0028	96,2425	KCl	0,0020	0,0027	98,6485
KBr	0,0005	0,0007	22,9426	KBr	0,0005	0,0006	23,5162
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,5781	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,5926
H <sub>2</sub> O	0,7274	1,0000	34.821,5256	H <sub>2</sub> O	0,7275	1,0000	36,562.6019
<b>Total &lt;31&gt;</b>	<b>0,0000</b>		<b>47.871,8756</b>	<b>Total &lt;29&gt;</b>	<b>50,258.5470</b>		<b>50.256,1725</b>
Aliran <32> brine dari centrifuge							
Komponen	Fraksi Massa	Solubility	Massa (kg)				
NaCl	0,2636	0,3609	628,4250				
CaSO <sub>4</sub>	0,0011	0,0015	2,6420				
CaCl <sub>2</sub>	0,0017	0,0023	4,0114				
MgCl <sub>2</sub>	0,0019	0,0026	4,5184				
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0003	0,0004	0,6298				
KCl	0,0010	0,0014	2,4061				
KBr	0,0002	0,0003	0,5736				
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0145				
H <sub>2</sub> O	0,7302	1,0000	1.741,0763				
<b>Total &lt;32&gt;</b>	<b>1,0000</b>		<b>2.384,2969</b>				
<b>Total Aliran Masuk</b>			<b>50.256,1725</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>			<b>50.256,1725</b>

14. Brine Mixer Tank II (M-420)

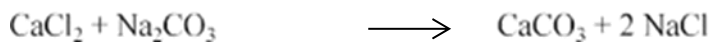
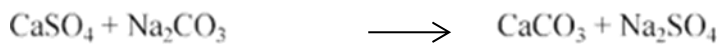
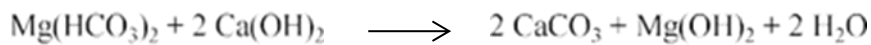
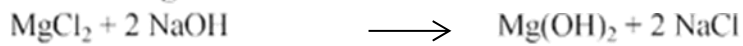
Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C



**Reaksi Koagulasi :**



Berat Molekul Komponen

Komponen	BM(kg/kmol)
NaCl	58,4423
CaSO <sub>4</sub>	136,1417
CaCl <sub>2</sub>	110,9831
MgCl <sub>2</sub>	95,2101
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	146,3388
KCl	74,5508
KBr	119,0018
KIO <sub>3</sub>	214,0001
H <sub>2</sub> O	18,0153
NaOH	39,9971
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	105,9885
CaCO <sub>3</sub>	100,0870
Mg(OH) <sub>2</sub>	58,3197
Ca(OH) <sub>2</sub>	74,0927

Data Solubility Komponen

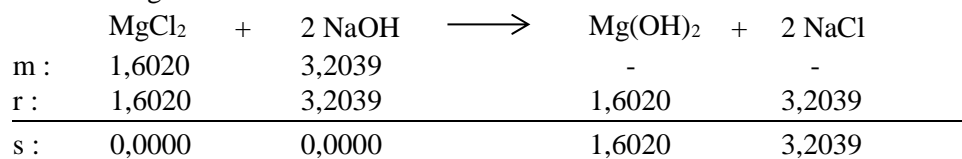
Komponen	Solubility	Fraksi Massa

NaCl	0,3609	0,2652
CaSO <sub>4</sub>	0,00264	0,0026
CaCl <sub>2</sub>	1,02	0,5050
MgCl <sub>2</sub>	0,56	0,3590
NaOH	1,19	0,5434
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,397	0,2842
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,002	0,0020

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

Aliran <29>		
Komponen	Massa (kg)	n (kmol)
CaSO <sub>4</sub>	84,7566	0,6226
CaCl <sub>2</sub>	110,7897	0,9983
MgCl <sub>2</sub>	152,5219	1,6020
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	25,8201	0,1764

Reaksi Koagulasi I :



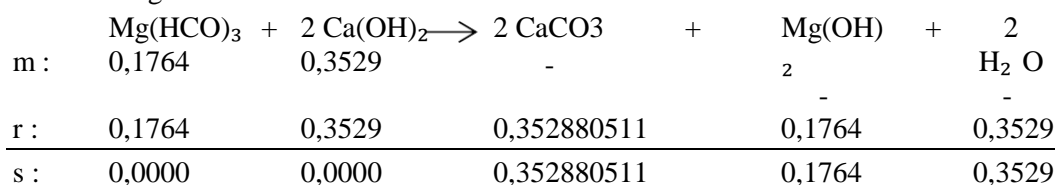
a. perhitungan kebutuhan NaOH untuk mereaksikan MgCl<sub>2</sub>

$$\begin{aligned} n \text{ NaOH} &= 3,2039 \text{ kmol} \\ \text{Massa NaOH} &= n \text{ NaOH} \times \text{BM NaOH} \\ &= 3,2039 \text{ kmol} \times 39,9971 \text{ kg/kmol} \\ &= 128,1468 \text{ kg} \end{aligned}$$

b. Perhitungan MgCl<sub>2</sub> yang bereaksi :

$$\begin{aligned} n \text{ MgCl}_2 &= 1,6020 \text{ kmol} \\ \text{Massa MgCl}_2 &= n \text{ MgCl}_2 \times \text{BM MgCl}_2 \\ &= 1,6020 \text{ kmol} \times 95,2101 \text{ kg/kmol} \\ &= 152,5219 \text{ kg} \end{aligned}$$

Reaksi Koagulasi II :



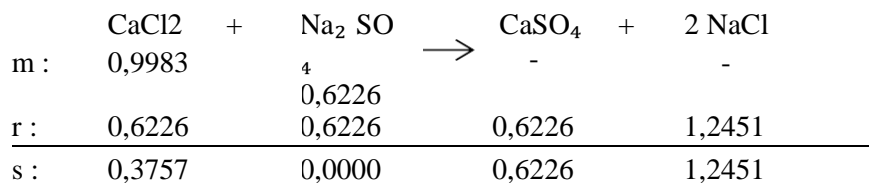
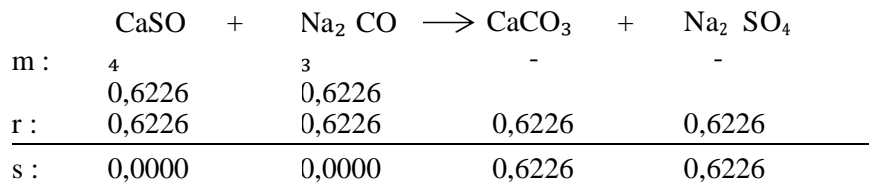
c. kebutuhan  $\text{Ca(OH)}_2$  untuk mereaksikan  
 $\text{Mg(HCO)}_3$  n  $\text{Ca(OH)}_2 = 0,3529 \text{ kmol}$   
 Massa  $\text{Ca(OH)}_2 = n \text{ Ca(OH)}_2 \times \text{BM Ca(OH)}_2$   
 $= 0,3529 \text{ kmol} \times 74,0927 \text{ kg/kmol}$   
 $= 26,1459 \text{ kg}$

d. Perhitungan  $\text{Mg(HCO)}_3$  yang bereaksi :  
 $n \text{ Mg(HCO)}_3 = 0,1764 \text{ kmol}$   
 Massa  $\text{Mg(HCO)}_3 = n \text{ Mg(HCO)}_3 \times \text{BM Mg(HCO)}_3$   
 $= 0,1764 \text{ kmol} \times 146,3388 \text{ kg/kmol}$   
 $= 25,8201 \text{ kg}$

e. perhitungan  $\text{H}_2 \text{O}$  yang terbentuk  
 $n \text{ H}_2 \text{O} = 0,3529 \text{ kmol}$   
 Massa  $\text{H}_2 \text{O} = n \text{ H}_2 \text{O} \times \text{BM H}_2 \text{O}$   
 $= 0,3529 \text{ kmol} \times 18,0153 \text{ kg/kmol}$   
 $= 6,3572 \text{ kg}$

f. perhitungan  $\text{Mg(OH)}_2$  yang terbentuk  
 $n \text{ Mg(OH)}_2$  yang terbentuk pada reaksi koagulasi I = 1,6020 kmol  
 $n \text{ Mg(OH)}_2$  yang terbentuk pada reaksi koagulasi II = 0,1764 kmol  
 total n  $\text{Mg(OH)}_2 = 1,6020 \text{ kmol} + 0,1764 \text{ kmol}$   
 $= 1,7784 \text{ kmol}$   
 Massa  $\text{Mg(OH)}_2 = n \text{ Mg(OH)}_2 \times \text{BM Mg(OH)}_2$   
 $= 1,7784 \text{ kmol} \times 58,3197 \text{ kg/kmol}$   
 $= 103,7152 \text{ kg}$

Reaksi Koagulasi III :



g. perhitungan  $\text{CaSO}_4$  yang terbentuk  
 $n \text{ CaSO}_4 = 0,6226 \text{ kmol}$   
 Massa  $\text{CaSO}_4 = n \text{ CaSO}_4 \times \text{BM CaSO}_4$   
 $= 0,6226 \text{ kmol} \times 136,1417 \text{ kg/kmol}$

$$= 84,7566\text{kg}$$

Reaksi Koagulasi IV :

	$\text{CaCl}_2$	+	$\text{Na}_2 \text{CO}_3$	$\longrightarrow$	$\text{CaCO}_3$	+	$2\text{NaCl}$
m :	0,3757		0,3757		-		-
r :	0,3757		0,3757		0,3757		0,7514
s :	0,0000		0,0000		0,3757		0,7514

h. Perhitungan  $\text{CaCl}_2$  yang bereaksi pada reaksi koagulasi III dan IV :

$$\begin{aligned} n \text{ CaCl}_2 &= 0,9983 \text{ kmol} \\ \text{Massa CaCl}_2 &= n \text{ CaCl}_2 \times \text{BM CaCl}_2 \\ &= 0,9983 \text{ kmol} \times 110,9831 \text{ kg/kmol} \\ &= 110,7897 \text{ kg} \end{aligned}$$

i. kebutuhan  $\text{Na}_2 \text{CO}_3$  untuk mereaksikan  $\text{CaCl}_2$  dan  $\text{CaSO}_4$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan } n \text{ Na}_2 \text{CO}_3 \text{ pada reaksi koagulasi III} &= 0,6226 \text{ kmol} \\ \text{Kebutuhan } n \text{ Na}_2 \text{CO}_3 \text{ pada reaksi koagulasi IV} &= 0,3757 \text{ kmol} \\ \text{total } n \text{ Na}_2 \text{CO}_3 &= 0,6226 \text{ kmol} + 0,3757 \text{ kmol} \\ &= 0,9983 \text{ kmol} \\ \text{Massa Na}_2 \text{CO}_3 &= n \text{ Na}_2 \text{CO}_3 \times \text{BM Na}_2 \text{CO}_3 \\ &= 0,9983 \text{ kmol} \times 105,989 \text{ kg/kmol} \\ &= 105,8038 \text{ kg} \end{aligned}$$

j. perhitungan  $\text{CaCO}_3$  yang terbentuk

$$\begin{aligned} n \text{ CaCO}_3 \text{ yang terbentuk pada reaksi koagulasi II} &= 0,3529 \text{ kmol} \\ n \text{ CaCO}_3 \text{ yang terbentuk pada reaksi koagulasi III} &= 0,6226 \text{ kmol} \\ n \text{ CaCO}_3 \text{ yang terbentuk pada reaksi koagulasi IV} &= 0,3757 \text{ kmol} \\ \text{Total } n \text{ CaCO}_3 &= 0,3529 + 0,6226 + 0,3757 \\ &= 1,3511 \text{ kmol} \\ \text{Massa CaCO}_3 &= n \text{ CaCO}_3 \times \text{BM CaCO}_3 \\ &= 1,3511 \text{ kmol} \times 100,0870 \text{ kg/kmol} \\ &= 135,2313 \text{ kg} \end{aligned}$$

k. Perhitungan  $\text{NaCl}$  yang terbentuk :

$$\begin{aligned} n \text{ NaCl yang terbentuk pada reaksi koagulasi I} &= 3,2039 \text{ kmol} \\ n \text{ NaCl yang terbentuk pada reaksi koagulasi III} &= 1,2451 \text{ kmol} \\ n \text{ NaCl yang terbentuk pada reaksi koagulasi IV} &= 0,7514 \text{ kmol} \\ \text{Total } n \text{ NaCl} &= 3,2039 + 1,2451 + 0,7514 \\ &= 5,2004 \text{ kmol} \\ \text{Massa NaCl} &= n \text{ NaCl} \times \text{BM NaCl} \\ &= 5,2004 \text{ kmol} \times 58,4423 \text{ kg/kmol} \\ &= 303,9243 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

$$\text{Aliran } \langle 29 \rangle + \text{Aliran } \langle 30 \rangle = \text{Aliran } \langle 28 \rangle$$

$$50256,1725 \text{ kg} + 260,0965 \text{ kg} = \text{Aliran <28>} \\ \text{Aliran <28>} = 50516,2689 \text{ kg}$$

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <28> :

$$\begin{aligned} \text{Neraca massa NaCl aliran masuk} &= \text{Neraca massa NaCl aliran keluar} \\ \text{NaCl Aliran <29>} + \text{NaCl Aliran <30>} &= \text{NaCl Aliran <28>} \\ 13196,9250 \text{ kg} + 0,0000 \text{ kg} &= \text{NaCl Aliran <28>} - \text{NaCl dari reaksi} \\ \text{NaCl dari reaksi} - \text{NaCl Aliran <28>} &= 13.196,9250 \text{ kg} \\ 303,9243 \text{ kg} - \text{NaCl Aliran <28>} &= 13.196,9250 \text{ kg} \\ \text{NaCl Aliran <28>} &= 13.500,8493 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Massa Brine Mixer Tank II					
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <29> Brine kotor dari Brine Tank			Aliran <28> Brine ke Clarifier		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,2626	13196,9250	NaCl	0,2652	13196,9250
CaSO <sub>4</sub>	0,0017	84,7566	CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0022	110,7897	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0030	152,5219	MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0005	25,8201	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
KCl	0,0020	98,6485	KCl	0,0000	0,0000
KBr	0,0005	23,5162	KBr	0,0000	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,5926	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,7275	36562,6019	H <sub>2</sub> O	0,7348	36562,6019
NaOH	0,0000	0,0000	NaOH	0,0000	0,0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
<b>Total &lt;29&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>50.256,1725</b>	<b>Total &lt;28&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>49.759,5269</b>
Aliran <30> Chemicals (koagulan)			Aliran <28> Pengotor ke Clarifier		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,0000	0,0000	NaCl	0,4016	303,9243
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	CaSO <sub>4</sub>	0,1120	84,7566
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000

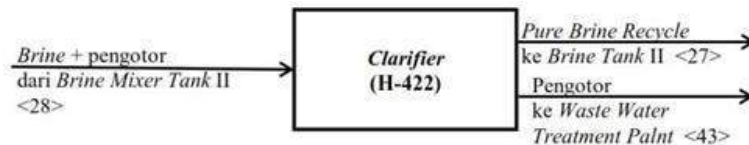
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,1304	98,6485
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0311	23,5162
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0008	0,5926
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	H <sub>2</sub> O	0,0084	6,3572
NaOH	0,4927	128,1468	NaOH	0,0000	0,0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,4068	105,8038	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	CaCO <sub>3</sub>	0,1787	135,2313
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(OH) <sub>2</sub>	0,1371	103,7152
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,1005	26,1459	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
<b>Total &lt;30&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>260,0965</b>	<b>Total &lt;28&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>756,7420</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>50.516,2689</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>50.516,2689</b>

#### 15. Clarifier

Kondisi Operasi :  
 Tekanan = 1 atm  
 Suhu = 30 C

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

2. massa H<sub>2</sub>O yang terikut ke SWTP hanya 10% dari total massa H<sub>2</sub>O aliran <28>



$$\begin{aligned}
 \text{Aliran <28>} &= \text{Aliran <27>} + \text{Aliran <43>} \\
 50,516.2689 \text{ kg} &= \text{Aliran <27>} + \text{Aliran <43>} \\
 \text{H}_2 \text{ O Aliran <28>} &= \text{H}_2 \text{ O Aliran <27>} + \text{H}_2 \text{ O Aliran <43>} \\
 \text{<43> Dimana :} & \\
 \text{H}_2 \text{ O Aliran <43>} &= 10\% \times \text{H}_2 \text{ O Aliran <28>} \\
 &= 10\% \times 36,568.9591 \text{ kg} \\
 &= 3,656.8959 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2 \text{ O Aliran <28>} &= \text{H}_2 \text{ O Aliran <27>} + \text{H}_2 \text{ O Aliran <43>} \\
 \text{H}_2 \text{ O Aliran <27>} &= \text{H}_2 \text{ O Aliran <28>} - \text{H}_2 \text{ O Aliran <43>} \\
 \text{H}_2 \text{ O Aliran <27>} &= 36,568.9591 \text{ kg} - 3,656.8959 \text{ kg} \\
 \text{H}_2 \text{ O Aliran <27>} &= 32,912.0632 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Clarifier

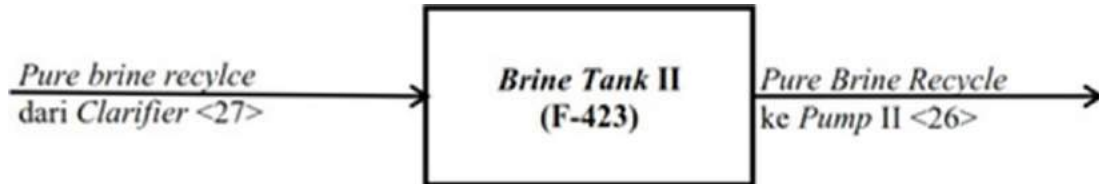


Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
ALIRAN 28 BRINE DARI BRINE MIXER TANK II			ALIRAN 27 PURE BRINE RECYVLE KE BRINE TANK II		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.2652	13.196,9250	NaCl	0.2652	11.879.2976
CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0000	CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0000
CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
KCl	0.0000	0.0000	KCl	0.0000	0.0000
KBr	0.0000	0.0000	KBr	0.0000	0.0000
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000	KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000
H <sub>2</sub> O	0.7348	36.562,6019	H <sub>2</sub> O	0.7348	32.912,0632
NaOH	0.0000	0.0000	NaOH	0.0000	0.0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000
CaCO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000	CaCO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000
Mg(OH) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	Mg(OH) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
Ca(OH) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
<b>Total &lt;28&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>49.759,5269</b>	<b>Total &lt;27&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>44.791,3609</b>
ALIRAN 28 PENGOTOR DARI BRINE MIXER TANK II			ALIRAN 43 PENGOTOR KE WWTP		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.4016	303.9243	NaCl	0.2832	1,621.5517
CaSO <sub>4</sub>	0.1120	84.7566	CaSO <sub>4</sub>	0.0148	84.7566
CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
KCl	0.1304	98.6485	KCl	0.0172	98.6485
KBr	0.0311	23.5162	KBr	0.0041	23.5162
KIO <sub>3</sub>	0.0008	0.5926	KIO <sub>3</sub>	0.0001	0.5926
H <sub>2</sub> O	0.0084	6.3572	H <sub>2</sub> O	0.6388	3,656.8959
NaOH	0.0000	0.0000	NaOH	0.0000	0.0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000
CaCO <sub>3</sub>	0.1787	135.2313	CaCO <sub>3</sub>	0.0236	135.2313
Mg(OH) <sub>2</sub>	0.1371	103.7152	Mg(OH) <sub>2</sub>	0.0181	103.7152
Ca(OH) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000

<b>Total &lt;28&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>756.7420</b>	<b>Total &lt;43&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>5.724,9081</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>50.516,2689</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>50.516,2689</b>

16. Brine Tank II

Kondisi Operasi :  
 Tekanan = 1 atm  
 Suhu = 30 c



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

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar  
 Aliran <27> = Aliran <26>  
 Aliran <26> = 44,791.3609 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <26> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar  
 NaCl Aliran <27> = NaCl Aliran <26>  
 NaCl Aliran <26> = 11,879.2976 kg

Neraca Massa Brine Tank II

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran 27 Pure Brine Recycle dari Centrifuge			Aliran 26 Pure Brine Recycle ke Brine Mixer Tank I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.2652	11,879.2976	NaCl	0.2652	11,879.2976
CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0000	CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0000
CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
KCl	0.0000	0.0000	KCl	0.0000	0.0000
KBr	0.0000	0.0000	KBr	0.0000	0.0000
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000	KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000

H <sub>2</sub> O	0.7348	32,912.0632	H <sub>2</sub> O	0.7348	32,912.0632
NaOH	0.0000	0.0000	NaOH	0.0000	0.0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000
CaCO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000	CaCO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000
Mg(OH) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	Mg(OH) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
Ca(OH) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
<b>Total &lt;27&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>44,791.3609</b>	<b>Total &lt;26&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>44,791.3609</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>44,791.3609</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>44,791.3609</b>

### 15 Rotary Dryer (B-310)

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

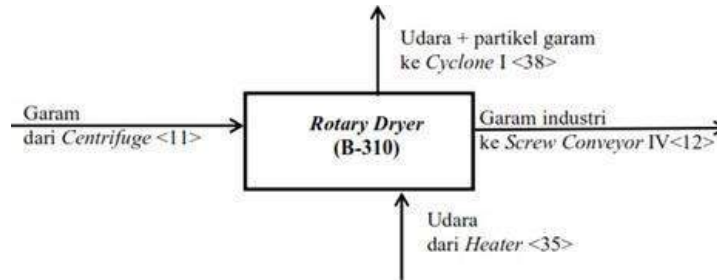
Suhu = 120 C

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

2. Kandungan H<sub>2</sub>O yang keluar dari rotary drier max 1%

3. Material terbawa udara pemanas 0,1% dari total aliran <11>

4. Proses secara adiabatik.



Dari Appendix B, didapatkan data sebagai berikut.

humidity udara masuk (Hin) = 0.0188 kg H<sub>2</sub>O/kg dry air

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <11> + Aliran <35> = Aliran <12> + Aliran <38>

7,489.7659 kg + 21.832,0444 kg = Aliran <12> + Aliran <38>

29.321,8104 kg = Aliran <12> + Aliran <38>

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <11> + NaCl Aliran <35> = NaCl Aliran <12> + NaCl Aliran <38>

NaCl Aliran <11> + 0 = ( 0,999 x NaCl Aliran <11> ) + NaCl Aliran <38>

NaCl Aliran <11> = ( 0,999 x NaCl Aliran <11> ) + NaCl Aliran <38>

NaCl Aliran <38> = ( 1 - 0,999 ) x NaCl Aliran <11>

= 0.001 x NaCl Aliran <11>

= 0.001 x 7,000.6034 kg

= 7.0006 kg

$$\begin{aligned} \text{NaCl Aliran } \langle 11 \rangle + \text{NaCl Aliran } \langle 35 \rangle &= \text{NaCl Aliran } \langle 12 \rangle + \text{NaCl Aliran } \langle 38 \rangle \\ (7,000.6034 + 0.0000) \text{ kg} &= \text{NaCl Aliran } \langle 12 \rangle + 7.0006 \text{ kg} \\ \text{NaCl Aliran } \langle 12 \rangle &= 6,993.6028 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{O pada Aliran } \langle 35 \rangle = H1 \times G$$

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

Maka, didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O pada Aliran } \langle 35 \rangle &= 0,0188 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry air} \times 21.429,2308 \text{ kg dry air} \\ &= 402,8136 \text{ kg H}_2\text{O} \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{O pada Aliran } \langle 38 \rangle = H2 \times G$$

Maka, didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O pada Aliran } \langle 38 \rangle &= 0,0408 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry air} \times 21.429,2308 \text{ kg dry air} \\ &= 874,3931 \text{ kg H}_2\text{O} \end{aligned}$$

#### Neraca Massa Rotary Dryer

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
aliran 11 garam dari centrifuge			aliran 12 garam industri ke screw conveyor		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,9347	7000,6034	NaCl	0,9975	6993,6028
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6798	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6630
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,6085	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,5924
MgCl <sub>2</sub>	0,0004	3,2713	MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2386
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6960	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6891
KCl	0,0004	2,6593	KCl	0,0004	2,6327
KBr	0,0001	0,6339	KBr	0,0001	0,6276
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0160	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0158
H <sub>2</sub> O	0,0639	478,5977	H <sub>2</sub> O	0,0010	7,0182
<b>Total &lt;11&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7489,7659</b>	<b>Total &lt;12&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7011,0802</b>
aliran 35 udara dari heater			aliran 38 udara + partikel garam ke cyclone I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,0000	0,0000	NaCl	0,0003	7,0006
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0168
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0161
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0327
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0070
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0266
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0063

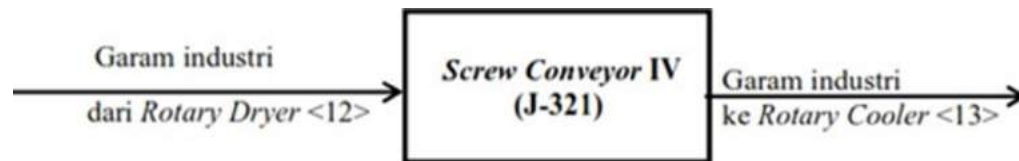
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0002
H <sub>2</sub> O	0,0185	402,8136	H <sub>2</sub> O	0,0392	874,3931
Udara	0,9815	21.429,2308	Udara	0,9605	21.429,2308
<b>Total &lt;35&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>21.832,0444</b>	<b>Total &lt;38&gt;</b>	<b>22,311,7302</b>	<b>22.310,7302</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>29.321,8104</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>29.321,8104</b>

16 Screw Conveyor I (J-321)

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C



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

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <12> = Aliran <13>

Aliran <13> = 7.011,0802 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <13> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <12> = NaCl Aliran <13>

NaCl Aliran <13> = 6,993.6028 kg

Neraca Massa Screw Conveyor I

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <12> Garam industri dari Rotary Dryer			Aliran <13> Garam industri ke Rotary Cooler		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,9974	6993,6028	NaCl	0,9974	6993,6028
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6781	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6781
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,6069	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,6069
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2680	MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2680
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6954	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6954
KCl	0,0004	2,6567	KCl	0,0004	2,6567
KBr	0,0001	0,6333	KBr	0,0001	0,6333
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0160	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0160
H <sub>2</sub> O	0,0011	7,0182	H <sub>2</sub> O	0,0011	7,0182

<b>Total &lt;12&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7011,0802</b>	<b>Total &lt;13&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7011,0802</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>7011,0802</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>7011,0802</b>

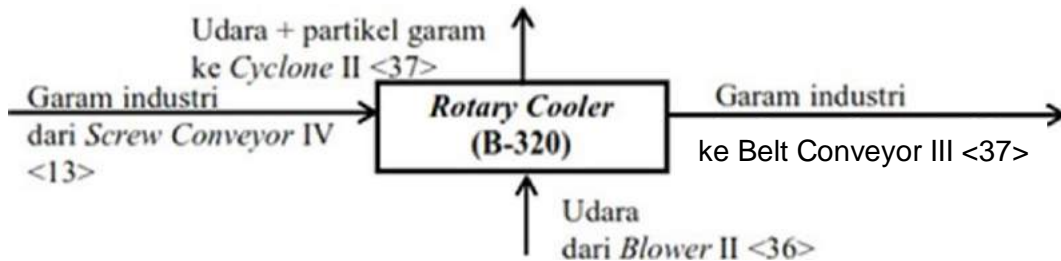
17 Rotary Cooler (B-320)

Fungsi : Menurunkan suhu garam industri dengan menggunakan udara.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C



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

2. Diharapkan komposisi garam<37> yang terbawa oleh udara sebesar 0,1% dari komposisi garam Aliran <13>

3. Diharapkan H<sub>2</sub>O yang terdapat dalam Aliran <36> hanya 1 % terikut oleh Aliran <14>.

4. Proses secara adiabatik.

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa aliran masuk} &= \text{Neraca massa aliran keluar} \\
 \text{Aliran <13> + Aliran <36>} &= \text{Aliran <14> + Aliran <37>} \\
 7.011,0802 \text{ kg} + 12.286,7774 \text{ kg} &= \text{Aliran <14> + Aliran <37>} \\
 19.297,8577 \text{ kg} &= \text{Aliran <14> + Aliran <37>}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa NaCl aliran masuk} &= \text{Neraca massa NaCl aliran keluar} \\
 \text{NaCl Aliran <13> + NaCl Aliran <36>} &= \text{NaCl Aliran <14> + NaCl Aliran <37>} \\
 \text{NaCl Aliran <13> + 0} &= (0,99 \times \text{NaCl Aliran <14>}) + \text{NaCl Aliran <37>} \\
 \text{NaCl Aliran <13>} &= (0,999 \times \text{NaCl Aliran <14>}) + \text{NaCl Aliran <37>} \\
 \text{NaCl Aliran <37>} &= (1 - 0,999) \times \text{NaCl Aliran <13>} \\
 &= 0.001 \times \text{NaCl Aliran <13>} \\
 &= 0.001 \times 6,993.6028 \text{ kg} \\
 &= 6.9936 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{NaCl Aliran <13> + NaCl Aliran <36>} &= \text{NaCl Aliran <14> + NaCl Aliran <37>} \\
 (6,993.6028 + 0.0000) \text{ kg} &= \text{NaCl Aliran <14> + 6.9936 kg} \\
 \text{NaCl Aliran <14>} &= 6.986,6092 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{O pada aliran <36>} = \text{H1} \times \text{G}$$

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

Maka, didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O pada aliran <36>} &= 0,0188 \quad \text{kg H}_2\text{O} \times 12.060,0794 \text{ kg dry air} \\ &= 223,6426 \quad \text{kg H}_2\text{O} \\ \text{H}_2\text{O pada aliran <37>} &= (1-0,1) \times \text{H}_2\text{O pada aliran <36>} \\ &= 0,99 \quad \times \quad 226.6980 \quad \text{kg} \\ &= 224,4311 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

Neraca Massa Rotary Cooler

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <13> Garam industri dari Screw Conveyor I			Aliran <14> Garam industri ke Belt Conveyor III		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,9975	6993,6028	NaCl	0,9972	6986,6092
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6630	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6613
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,5924	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,5908
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2386	MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2354
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6891	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6884
KCl	0,0004	2,6327	KCl	0,0004	2,6301
KBr	0,0001	0,6276	KBr	0,0001	0,6270
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0158	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0158
H <sub>2</sub> O	0,0010	7,0182	H <sub>2</sub> O	0,0013	9,2852
<b>Total &lt;13&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7011,0802</b>	<b>Total &lt;14&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>7006,3431</b>
Aliran <36> Udara dari Blower II			Aliran <37> Udara + partikel garam ke Cyclone II		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,0000	0,0000	NaCl	0,0006	6,9936
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0017
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0016
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0032
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0007
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0026
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0006
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0185	226,6980	H <sub>2</sub> O	0,0183	224,4311
Udara	0,9815	12060,0794	Udara	0,9812	12060,0794
<b>Total &lt;36&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>12286,7774</b>	<b>Total &lt;37&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>12291,5145</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>19297,8577</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>19297,8577</b>

18. Belt Conveyor III (C-323)



Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C

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

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <14> = Aliran <15>

Aliran <15> = 7,007.0011 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <15> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <14> = NaCl Aliran <15>

NaCl Aliran <15> = 6,986.6092 kg

Neraca massa belt conveyor

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <14> Garam industri dari Rotary Cooler			Aliran <15> Garam industri ke Roll Crusher II		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.9971	6,986.6092	NaCl	0.9971	6,986.6092
CaSO <sub>4</sub>	0.0002	1.6764	CaSO <sub>4</sub>	0.0002	1.6764
CaCl <sub>2</sub>	0.0002	1.6053	CaCl <sub>2</sub>	0.0002	1.6053
MgCl <sub>2</sub>	0.0005	3.2648	MgCl <sub>2</sub>	0.0005	3.2648
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0001	0.6947	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0001	0.6947
KCl	0.0004	2.6540	KCl	0.0004	2.6540
KBr	0.0001	0.6327	KBr	0.0001	0.6327
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0159	KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0159
H <sub>2</sub> O	0.0014	9.8482	H <sub>2</sub> O	0.0014	9.8482
<b>Total &lt;14&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>7,007.0011</b>	<b>Total &lt;15&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>7,007.0011</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>7,007.0011</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>7,007.0011</b>

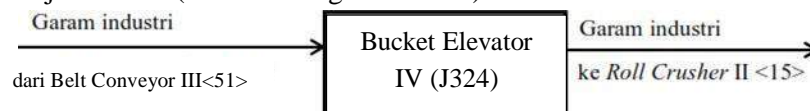
#### 19. Bucket Elevator IV

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C

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





Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar  
 Aliran <15> = Aliran <50>  
 Aliran <50> = 7,007.0011 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <15> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar  
 NaCl Aliran <15> = NaCl Aliran <50>  
 NaCl Aliran <50> = 6,986.6092 kg

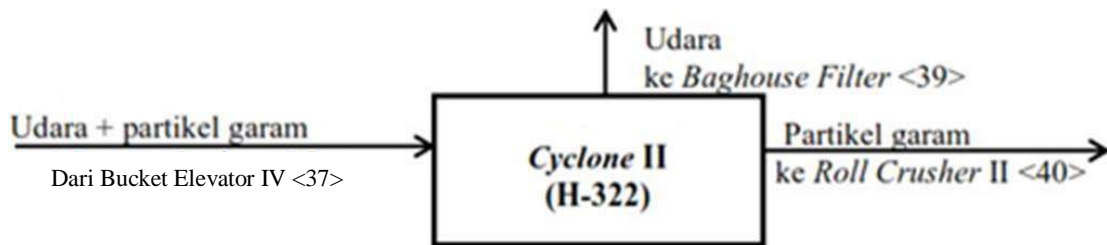
Neraca massa Bucket Elevator

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <14> Garam industri dari Belt Conveyor III			Aliran <15> Garam industri ke Roll Crusher II		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.9971	6,986.6092	NaCl	0.9971	6,986.6092
CaSO <sub>4</sub>	0.0002	1.6764	CaSO <sub>4</sub>	0.0002	1.6764
CaCl <sub>2</sub>	0.0002	1.6053	CaCl <sub>2</sub>	0.0002	1.6053
MgCl <sub>2</sub>	0.0005	3.2648	MgCl <sub>2</sub>	0.0005	3.2648
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0001	0.6947	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0001	0.6947
KCl	0.0004	2.6540	KCl	0.0004	2.6540
KBr	0.0001	0.6327	KBr	0.0001	0.6327
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0159	KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0159
H <sub>2</sub> O	0.0014	9.8482	H <sub>2</sub> O	0.0014	9.8482
<b>Total &lt;14&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>7,007.0011</b>	<b>Total &lt;15&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>7,007.0011</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>7,007.0011</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>7,007.0011</b>

20 Cyclone II (H-322)

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm  
 Suhu = 59 C



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

$$2. \quad \text{efisiensi} = 95 \quad \%$$

$$\begin{aligned} \text{Neraca massa aliran masuk} &= \text{Neraca massa aliran keluar} \\ \text{Aliran } \langle 37 \rangle &= \text{Aliran } \langle 40 \rangle + \text{Aliran } \langle 39 \rangle \\ 12,125.9449 \text{ kg} &= \text{Aliran } \langle 40 \rangle + \text{Aliran } \langle 39 \rangle \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <39> dan Aliran <40> :

$$\begin{aligned} \text{Neraca massa NaCl aliran masuk} &= \text{Neraca massa NaCl aliran keluar} \\ \text{NaCl Aliran } \langle 37 \rangle &= \text{NaCl Aliran } \langle 40 \rangle + \text{NaCl Aliran } \langle 39 \rangle \\ \text{NaCl Aliran } \langle 37 \rangle &= (0,95 \times \text{NaCl Aliran } \langle 37 \rangle) + \text{NaCl Aliran } \langle 39 \rangle \\ \text{NaCl Aliran } \langle 39 \rangle &= (1 - 0,95) \times \text{NaCl Aliran } \langle 37 \rangle \\ \text{NaCl Aliran } \langle 39 \rangle &= 0,05 \times \text{NaCl Aliran } \langle 37 \rangle \\ \text{NaCl Aliran } \langle 39 \rangle &= 0,05 \times 6,9936 \text{ kg} \\ \text{NaCl Aliran } \langle 39 \rangle &= 0,3497 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NaCl Aliran } \langle 37 \rangle &= \text{NaCl Aliran } \langle 40 \rangle + \text{NaCl Aliran } \langle 39 \rangle \\ 6,9936 \text{ kg} &= \text{NaCl Aliran } \langle 40 \rangle + 0,3497 \text{ kg} \\ \text{NaCl Aliran } \langle 40 \rangle &= 6,6439 \text{ kg} \end{aligned}$$

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

Neraca Massa Komponen Udara Aliran <39> dan Aliran <40> :

$$\begin{aligned} \text{Neraca massa udara aliran masuk} &= \text{Neraca massa udara aliran keluar} \\ \text{Sehingga, Udara Aliran } \langle 40 \rangle &= 0 \text{ kg} \\ \text{Udara Aliran } \langle 37 \rangle &= \text{Udara Aliran } \langle 40 \rangle + \text{Udara Aliran } \langle 39 \rangle \\ \text{Udara Aliran } \langle 37 \rangle &= 0 \text{ kg} + \text{Udara Aliran } \langle 39 \rangle \\ \text{Udara Aliran } \langle 37 \rangle &= \text{Udara Aliran } \langle 39 \rangle \\ \text{Udara Aliran } \langle 39 \rangle &= 11,897.5346 \text{ kg} \end{aligned}$$

#### Neraca Massa cyclone II

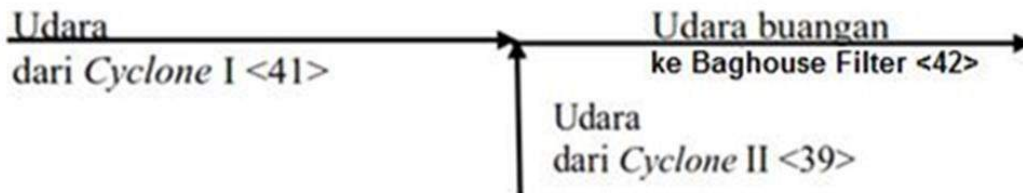
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <37> Udara + partikel garam dari Rotary Cooler			Aliran <40> Partikel garam ke Roll Crusher II		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.0006	6.9936	NaCl	0.3748	6.6439
CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0017	CaSO <sub>4</sub>	0.0001	0.0016
CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0016	CaCl <sub>2</sub>	0.0001	0.0015
MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0033	MgCl <sub>2</sub>	0.0002	0.0031
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0007	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0007
KCl	0.0000	0.0027	KCl	0.0001	0.0025

KBr	0.0000	0.0006	KBr	0.0000	0.0006
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000	KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000
H <sub>2</sub> O	0.0183	221.4062	H <sub>2</sub> O	0.6246	11.0703
Udara	0.9812	11,897.5346	Udara	0.0000	0.0000
<b>Total &lt;37&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>12,125.9449</b>	<b>Total &lt;40&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>17.7243</b>
			<b>Aliran &lt;39&gt; Udara ke Baghouse Filter</b>		
			<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>
			NaCl	0.0000	0.3497
			CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0001
			CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0001
			MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0002
			Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
			KCl	0.0000	0.0001
			KBr	0.0000	0.0000
			KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000
			H <sub>2</sub> O	0.0174	210.3359
			Udara	0.9826	11,897.5346
			<b>Total &lt;39&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>12,108.2207</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>12,125.9449</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>12,125.9449</b>

21 Meeting Point Udara

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm  
Suhu = 56 C



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

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <41> + Aliran <39> = Aliran <42>

22,232.2706 kg + 12,108.2207 kg = Aliran <42>

Aliran <42> = 34,340.4913 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <42> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <41> + NaCl Aliran <39> = NaCl Aliran <42>

0.3500 kg + 0.3497 kg = NaCl Aliran <42>

$$\text{NaCl Aliran <42>} = 0.6997 \text{ kg}$$

Neraca Massa Komponen Udara Aliran <42> :

$$\begin{aligned} \text{Neraca massa udara aliran masuk} &= \text{Neraca massa udara aliran keluar} \\ \text{Udara Aliran <41> + Udara Aliran <39>} &= \text{Udara Aliran <42>} \\ 21,402.2916 \text{ kg} + 11,897.5346 \text{ kg} &= \text{Udara Aliran <42>} \\ &= 33,299.8262 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <39> Udara dari Cyclone II			Aliran <42> Udara gabungan ke Baghouse Filter		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.0000	0.3497	NaCl	0.0000	0.6997
CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0001	CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0002
CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0001	CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0002
MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0002	MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0003
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0001
KCl	0.0000	0.0001	KCl	0.0000	0.0003
KBr	0.0000	0.0000	KBr	0.0000	0.0001
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000	KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000
H <sub>2</sub> O	0.0174	210.3359	H <sub>2</sub> O	0.0303	1,039.9644
Udara	0.9826	11,897.5346	Udara	0.9697	33,299.8262
<b>Total &lt;39&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>12,108.2207</b>		<b>1.0000</b>	<b>34,340.4913</b>
Aliran <41> Udara dari Cyclone I					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
NaCl	0.0000	0.3500			
CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0001			
CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0001			
MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0002			
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000			
KCl	0.0000	0.0001			
KBr	0.0000	0.0000			
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000			
H <sub>2</sub> O	0.0373	829.6285			
Udara	0.9627	21,402.2916			
<b>Total &lt;41&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>22,232.2706</b>			
<b>Total Aliran</b>		<b>34,340.4913</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>34,340.4913</b>

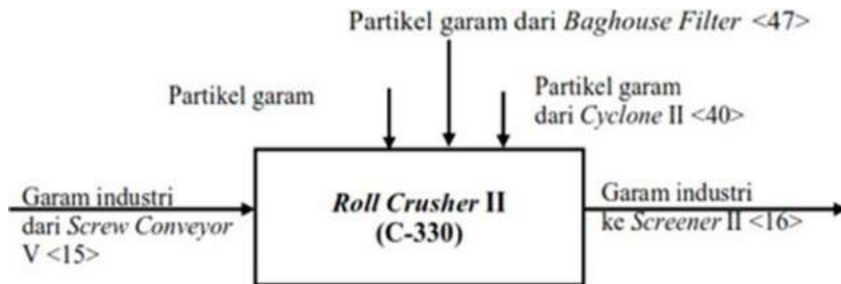
<b>Masuk</b>				
--------------	--	--	--	--

22 Roll Crusher II (C-330)

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30



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

Neraca massa total = Neraca massa aliran keluar

Aliran <15> + aliran <50> + Aliran <46> + Aliran <47> + Aliran <40> = Aliran <16>

7,007.0011 kg aliran <16>\*0.03 kg + 56.2224kg + 17.7243kg = Aliran <16>

7,299.9461 kg = Aliran <16>

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <16> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <15> + aliran <50> = NaCl Aliran <46> + NaCl Aliran <47> + NaCl Aliran <40>

= NaCl Aliran <16>

6,986.6092 + aliran <16>\*0.03 kg + 7.3468 kg + 6.6439 kg = NaCl Aliran <16>

7,217.1133 kg = NaCl Aliran <16>

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <15> Garam industri dari Screw Conveyor V			Aliran <16> Garam industri ke Screener II		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.9971	6,986.6092	NaCl	0.9887	7,217.1133
CaSO <sub>4</sub>	0.0002	1.6764	CaSO <sub>4</sub>	0.0002	1.7318
CaCl <sub>2</sub>	0.0002	1.6053	CaCl <sub>2</sub>	0.0002	1.6583
MgCl <sub>2</sub>	0.0005	3.2648	MgCl <sub>2</sub>	0.0005	3.3725
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0001	0.6947	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0001	0.7176
KCl	0.0004	2.6540	KCl	0.0004	2.7416
KBr	0.0001	0.6327	KBr	0.0001	0.6535
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0159	KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0165
H <sub>2</sub> O	0.0014	9.8482	H <sub>2</sub> O	0.0099	71.9412

<b>Total &lt;15&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>7,007.001 1</b>	<b>Total &lt;16&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>7,299.9461</b>
Aliran <46> Partikel garam dari Cyclone I					
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>			
NaCl	0.1322	6.6506			
CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0016			
CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0015			
MgCl <sub>2</sub>	0.0001	0.0031			
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0007			
KCl	0.0001	0.0025			
KBr	0.0000	0.0006			
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000			
H <sub>2</sub> O	0.8676	43.6647			
<b>Total &lt;46&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>50.3253</b>			
Aliran <40> Partikel garam dari Cyclone II					
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>			
NaCl	0.3748	6.6439			
CaSO <sub>4</sub>	0.0001	0.0016			
CaCl <sub>2</sub>	0.0001	0.0015			
MgCl <sub>2</sub>	0.0002	0.0031			
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0007			
KCl	0.0001	0.0025			
KBr	0.0000	0.0006			
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000			
H <sub>2</sub> O	0.6246	11.0703			
<b>Total &lt;40&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>17.7243</b>			
Aliran <47> Partikel garam dari Baghouse Filter					
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>			
NaCl	0.1181	0.6962			
CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0002			
CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0002			
MgCl <sub>2</sub>	0.0001	0.0003			
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0001			
KCl	0.0000	0.0003			
KBr	0.0000	0.0001			

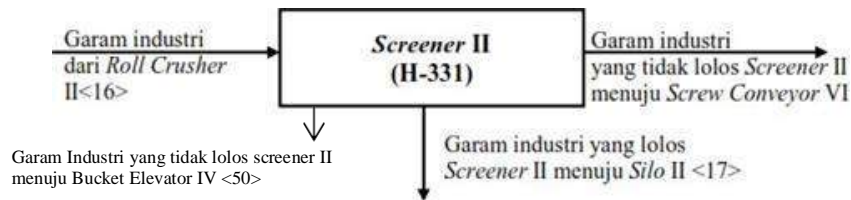
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000			
H <sub>2</sub> O	0.8818	5.1998			
<b>Total &lt;47&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>5.8971</b>			
Aliran <15> Partikel garam dari Bucket Elevator					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
NaCl	0.9887	216.5134			
CaSO <sub>4</sub>	0.0002	0.0520			
CaCl <sub>2</sub>	0.0002	0.0497			
MgCl <sub>2</sub>	0.0005	0.1012			
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0001	0.0215			
KCl	0.0004	0.0822			
KBr	0.0001	0.0196			
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0005			
H <sub>2</sub> O	0.0099	2.1582			
total <50>	1.0000	218.9984			
<b>TOTAL ALIRAN MASUK</b>		<b>7,299.9461</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>7,299.9461</b>

### 23 Screener II (H-331)

Kondisi Operasi:

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C



Asumsi:

1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
2. Diharapkan 95% garam industri yang lolos dari Screener II dan 2% garam industri yang tidak lolos dari Screener II akan menuju Belt Conveyor untuk dijadikan sebagai bahan baku pembuatan brine dan 3% menuju Bucket Elevator untuk diolah kembali di roll crusher

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa aliran masuk} &= \text{Neraca massa aliran keluar} \\
 \text{Aliran <16>} &= \text{Aliran <17>} + \text{Aliran <19>} + \text{Aliran <50>} \\
 \text{Aliran <16>} &= (0,95 \times \text{Aliran <16>}) + 0,02 * \text{Aliran <16>} + 0,03 * \text{aliran <16>} \\
 \text{Aliran <16>} &= 6,934.9488 \times \text{Aliran <16>} + 218.9983838 + 145.9989226 \text{ kg} \\
 \text{Aliran <16>} &= 7,299.9461 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

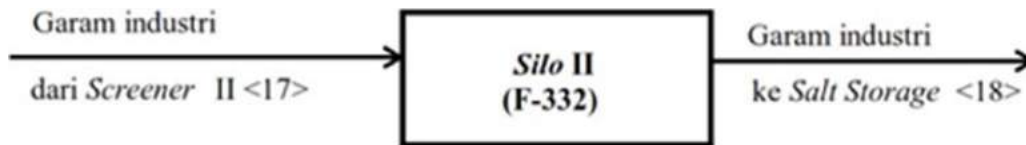
Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <17> dan <19> :

$$\begin{aligned} \text{Neraca massa NaCl aliran masuk} &= \text{Neraca massa NaCl aliran keluar} \\ \text{NaCl Aliran <16>} &= \text{NaCl Aliran <17>} + \text{NaCl Aliran <19>} + \text{NaCl aliran <50>} \\ \text{NaCl Aliran <16>} &= (0,95 \times \text{NaCl Aliran <16>}) + 0,02 \times \text{NaCl Aliran <16>} + 0,03 \times \text{NaCl aliran <16>} \\ \text{NaCl Aliran <16>} &= 6,856.2576 + 144.3422654 + 216.5133981 \\ \text{NaCl Aliran <16>} &= 7,217.1133 \end{aligned}$$

24 Silo II (F-332)

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned} \text{Tekanan} &= 1 \text{ atm} \\ \text{Suhu} &= 30 \text{ C} \end{aligned}$$



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

$$\begin{aligned} \text{Neraca massa aliran masuk} &= \text{Neraca massa aliran keluar} \\ \text{Aliran <17>} &= \text{Aliran <18>} \\ \text{Aliran <18>} &= 6,934.9488 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <18> :

$$\begin{aligned} \text{Neraca massa NaCl aliran masuk} &= \text{Neraca massa NaCl aliran keluar} \\ \text{NaCl Aliran <17>} &= \text{NaCl Aliran <18>} \\ \text{NaCl Aliran <18>} &= 6,856.2576 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Massa Silo II

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <17> Garam industri dari Screener II			Aliran <18> Garam industri ke Salt Storage		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,9887	6.856,2576	NaCl	0,9887	6.856,2576
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6452	CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6452
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,5753	CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,5753
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2039	MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2039
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6817	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6817
KCl	0,0004	2,6045	KCl	0,0004	2,6045
KBr	0,0001	0,6209	KBr	0,0001	0,6209
KIO <sub>3</sub>	0,0000002	0,0156	KIO <sub>3</sub>	0,0000002	0,0156
H <sub>2</sub> O	0,0098	68,0139	H <sub>2</sub> O	0,0098	68,0139
<b>Total &lt;17&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>6.934,6186</b>	<b>Total &lt;18&gt;</b>	<b>1,0000</b>	<b>6.934,6186</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>6.934,6186</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>6.934,6186</b>

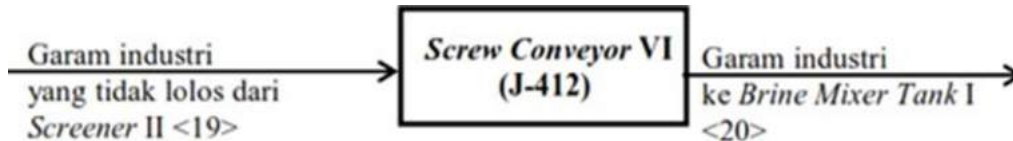


25 Belt Conveyor IV (J-412)

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C



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

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <19> = Aliran <20>

Aliran <20> = 145.9989 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <20> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

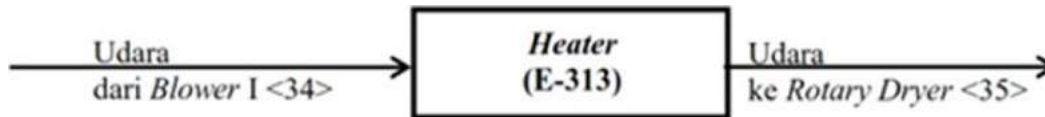
NaCl Aliran <19> = NaCl Aliran <20>

NaCl Aliran <20> = 144.3423 kg

Neraca Massa Belt Conveyor III

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <19> Garam industri yang tidak lolos dari Screener II			Aliran <20> Garam industri ke Brine Mixer Tank I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.9887	144.3423	NaCl	0.9887	144.3423
CaSO <sub>4</sub>	0.0002	0.0346	CaSO <sub>4</sub>	0.0002	0.0346
CaCl <sub>2</sub>	0.0002	0.0332	CaCl <sub>2</sub>	0.0002	0.0332
MgCl <sub>2</sub>	0.0005	0.0674	MgCl <sub>2</sub>	0.0005	0.0674
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0001	0.0144	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0001	0.0144
KCl	0.0004	0.0548	KCl	0.0004	0.0548
KBr	0.0001	0.0131	KBr	0.0001	0.0131
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0003	KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0003
H <sub>2</sub> O	0.0099	1.4388	H <sub>2</sub> O	0.0099	1.4388
<b>Total &lt;19&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>145.9989</b>	<b>Total &lt;20&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>145.9989</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>145.9989</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>145.9989</b>

26 Heater (E-313)



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

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm  
 Suhu = 120 C

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar  
 Aliran <34> = Aliran <35>  
 Aliran <35> = 21,804.5987 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <34> :

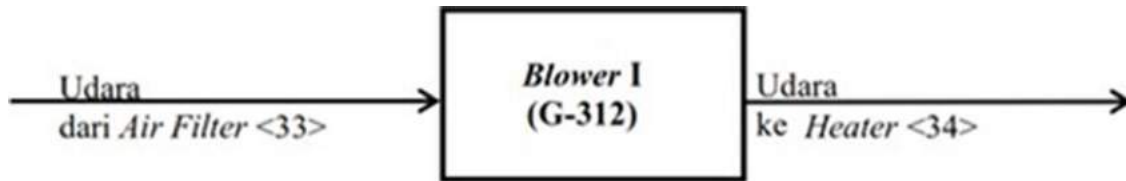
Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar  
 NaCl Aliran <34> = NaCl Aliran <35>  
 NaCl Aliran <34> = 0.0000 kg

Neraca Massa Heater

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <34> Udara dari Blower I			udara ke rotary dryer		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.0000	0.0000	NaCl	0.0000	0.0000
CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0000	CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0000
CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
KCl	0.0000	0.0000	KCl	0.0000	0.0000
KBr	0.0000	0.0000	KBr	0.0000	0.0000
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000	KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000
H <sub>2</sub> O	0.0185	402.3073	H <sub>2</sub> O	0.0185	402.3073
Udara	0.9815	21,402.2914	Udara	0.9815	21,402.2914
<b>Total &lt;34&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>21,804.5987</b>	<b>Total &lt;35&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>21,804.5987</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>21,804.5987</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>21,804.5987</b>

27 Blower I (G-312)

Kondisi Operasi :  
 Tekanan = 1 atm  
 Suhu = 30



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

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar  
 Aliran <33> = Aliran <34>  
 Aliran <33> = 21,804.5987 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <33> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar  
 NaCl Aliran <33> = NaCl Aliran <34>  
 NaCl Aliran <33> = 0.0000 kg

Neraca Massa Blower I

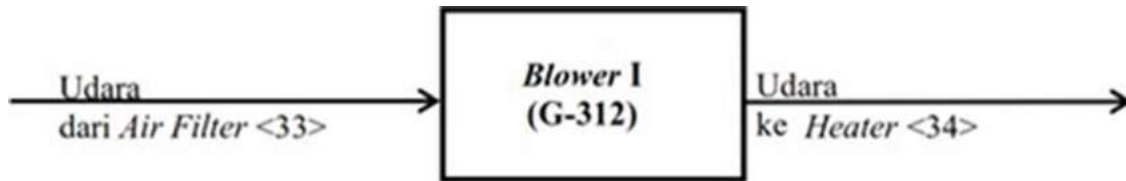
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <33> Udara dari Air Filter			Aliran <34> Udara ke Heater		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.0000	0.0000	NaCl	0.0000	0.0000
CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0000	CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0000
CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
KCl	0.0000	0.0000	KCl	0.0000	0.0000
KBr	0.0000	0.0000	KBr	0.0000	0.0000
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000	KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000
H <sub>2</sub> O	0.0185	402.3073	H <sub>2</sub> O	0.0185	402.3073
Udara	0.9815	21,402.2914	Udara	0.9815	21,402.2914
<b>Total &lt;33&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>21,804.5987</b>	<b>Total &lt;34&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>21,804.5987</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>21,804.5987</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>21,804.5987</b>

28 Blower II (G-315)

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 C



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

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

$$\begin{aligned} \text{Aliran <45>} &= \text{Aliran <36>} \\ \text{Aliran <45>} &= 12,121.1772 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <45> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

$$\begin{aligned} \text{NaCl Aliran <45>} &= \text{NaCl Aliran <36>} \\ \text{NaCl Aliran <45>} &= 0.0000 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Massa Blower II

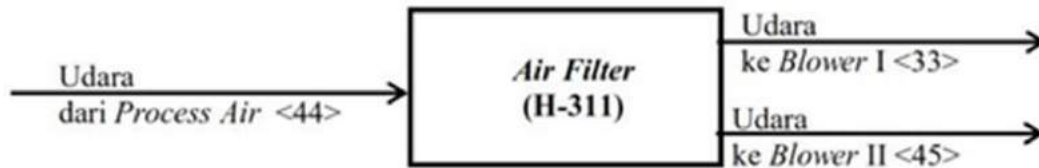
Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <45> Udara dari Air Filter			Aliran <36> Udara ke Rotary Cooler		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.0000	0.0000	NaCl	0.0000	0.0000
CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0000	CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0000
CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
KCl	0.0000	0.0000	KCl	0.0000	0.0000
KBr	0.0000	0.0000	KBr	0.0000	0.0000
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000	KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000
H <sub>2</sub> O	0.0185	223.6426	H <sub>2</sub> O	0.0185	223.6426
Udara	0.9815	11,897.5346	Udara	0.9815	11,897.5346
<b>Total &lt;45&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>12,121.1772</b>	<b>Total &lt;36&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>12,121.1772</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>12,121.1772</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>12,121.1772</b>

Fungsi : Sebagai alat penyaring debu yang terbawa oleh udara.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm 1 atm

Suhu = 30



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

Massa total komponen aliran masuk = Massa total komponen aliran keluar

Aliran <44> = Aliran <33> + Aliran <45>

Aliran <44> = 21,804.5987 kg + 12,121.1772 kg

Aliran <44> = 33,925.7759 kg

Neraca Massa Air Filter

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <44> Udara dari Process Air			Aliran <33> Udara ke Blower I		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.0000	0.0000	NaCl	0.0000	0.0000
CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0000	CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0000
CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
KCl	0.0000	0.0000	KCl	0.0000	0.0000
KBr	0.0000	0.0000	KBr	0.0000	0.0000
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000	KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000
H <sub>2</sub> O	0.0185	625.9499	H <sub>2</sub> O	0.0185	402.3073
Udara	0.9815	33,299.8260	Udara	0.9815	21,402.2914
<b>Total &lt;44&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>33,925.7759</b>	<b>Total &lt;33&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>21,804.5987</b>
			Aliran <45> Udara ke Blower II		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			NaCl	0.0000	0.0000
			CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0000
			CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
			MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
			Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000

		KCl	0.0000	0.0000
		KBr	0.0000	0.0000
		KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000
		H <sub>2</sub> O	0.0185	223.6426
		Udara	0.9815	11,897.5346
		<b>Total &lt;45&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>12,121.1772</b>
<b>Total Aliran Masuk</b>	<b>33,925.7759</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>		<b>33,925.7759</b>

30 Baghouse Filter (H-334)  
 Kondisi Operasi :  
 Tekanan = 1 atm  
 Suhu = 56 C

Asumsi : 1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).  
 2. efisiensi = 99.5 %

(Haryono, 2007)

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar  
 Aliran <42> = Aliran <47> + Aliran <48>  
 34,340.4913 kg = Aliran <47> + Aliran <48>

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <47> dan Aliran <48> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar  
 NaCl Aliran <42> = NaCl Aliran <47> + NaCl Aliran <48>  
 NaCl Aliran <42> = (0,99 x NaCl Aliran <42>) + NaCl Aliran <48>  
 NaCl Aliran <48> = ( 1 - 0,995 ) x NaCl Aliran <42>  
 NaCl Aliran <48> = 0.005 x NaCl Aliran <42>  
 NaCl Aliran <48> = 0.005 x 0.6997 kg  
 NaCl Aliran <48> = 0.0035 kg

NaCl Aliran <42> = NaCl Aliran <47> + NaCl Aliran <48>  
 0.6997 kg = NaCl Aliran <47> + 0.0035  
 NaCl Aliran <47> = 0.6962 kg

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

Neraca Massa Komponen Udara Aliran <47> dan <48> :

Neraca massa udara aliran masuk = Neraca massa udara aliran keluar  
 Sehingga, Udara Aliran <47> = 0 kg

$$\begin{aligned}
 \text{Udara Aliran <42>} &= \text{Udara Aliran <47>} + \text{Udara Aliran <48>} \\
 \text{Udara Aliran <42>} &= 0 \text{ kg} + \text{Udara Aliran <48>} \\
 \text{Udara Aliran <42>} &= \text{Udara Aliran <48>} \\
 \text{Udara Aliran <48>} &= 33,299.8262 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Baghouse Filter

Neraca Massa Aliran Masuk			Neraca Massa Aliran Keluar		
Aliran <42> Udara + partikel garam dari Cyclone I & II			Aliran <47> Partikel garam ke Roll CrusherII		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0.0000	0.6997	NaCl	0.1181	0.6962
CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0002	CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0002
CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0002	CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0002
MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0003	MgCl <sub>2</sub>	0.0001	0.0003
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0001	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0001
KCl	0.0000	0.0003	KCl	0.0000	0.0003
KBr	0.0000	0.0001	KBr	0.0000	0.0001
KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000	KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000
H <sub>2</sub> O	0.0303	1,039.9644	H <sub>2</sub> O	0.8818	5.1998
Udara	0.9697	33,299.8262	Udara	0.0000	0.0000
<b>Total &lt;42&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>34,340.4913</b>	<b>Total &lt;47&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>5.8971</b>
			Aliran <48> Udara ke Process Air		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			NaCl	0.0000	0.0035
			CaSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0000
			CaCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
			MgCl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
			Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
			KCl	0.0000	0.0000
			KBr	0.0000	0.0000
			KIO <sub>3</sub>	0.0000	0.0000
			H <sub>2</sub> O	0.0301	1,034.7646
			Udara	0.9699	33,299.8262
<b>Total &lt;48&gt;</b>	<b>1.0000</b>	<b>34,334.5942</b>			
<b>Total Aliran Masuk</b>		<b>34,340.4913</b>	<b>Total Aliran Keluar</b>	<b>34,340.4913</b>	

## NERACA ENERGI

Kapasitas Produksi = 50.000 ton/tahun  
 = 156.250kg/hari  
 = 6.510,4167 kg/jam

Ditetapkan :

1 tahun = 320 hari  
 Waktu Operasi = 24 jam/hari  
 Satuan Massa = kg/jam  
 Satuan Energi = kkal/jam

Tabel IV.32 Data *Heat Capacity* Komponen

Data <i>Heat Capacity</i>			
Komponen	BM (kg/kmol)	Phase*	<i>Heat Capacity</i> (Cp, kkal/kmol.K)
NaCl	58,4423	C	$10,79 + 0,00420 T$
		L	15,9
CaSO <sub>4</sub>	136,1417	C	$18,52 + 0,02197 T - 156800/T^2$
CaCl <sub>2</sub>	110,9831	C	$16,9 + 0,00386 T$
MgCl <sub>2</sub>	95,2101	C	$17,3 + 0,00377 T$
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	146,3388	C	$10,87 + 0,008712 T - 241200/T^2$
KCl	74,5508	C	$10,93 + 0,00376 T$
KBr	119,0018	C	$11,49 + 0,00360 T$
KIO <sub>3</sub>	214,0001	C	$6,02 + 0,053 T$
H <sub>2</sub> O	18,0153	L	$4,373 + 0,113 T - 0,0003 T^2$
		G	$8,22 + 0,00015 T + 0,00000134 T^2$
NaOH	39,9971	C	0,46
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	105,9885	C	28,9
CaCO <sub>3</sub>	100,0870	C	$19,68 + 0,01189 T - 307600/T^2$
Mg(OH) <sub>2</sub>	58,3197	C	18,2
Ca(OH) <sub>2</sub>	74,0927	C	21,4

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

(Perry, 2008)

Persamaan Umum Neraca Energi :

Aliran Energi Masuk - Aliran Energi Keluar + Q = Akumulasi

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

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

Aliran Energi Masuk - Aliran Energi Keluar + Q = 0

Apabila sistem adiabatik, persamaan menjadi :

Aliran Energi Masuk - Aliran Energi Keluar = 0

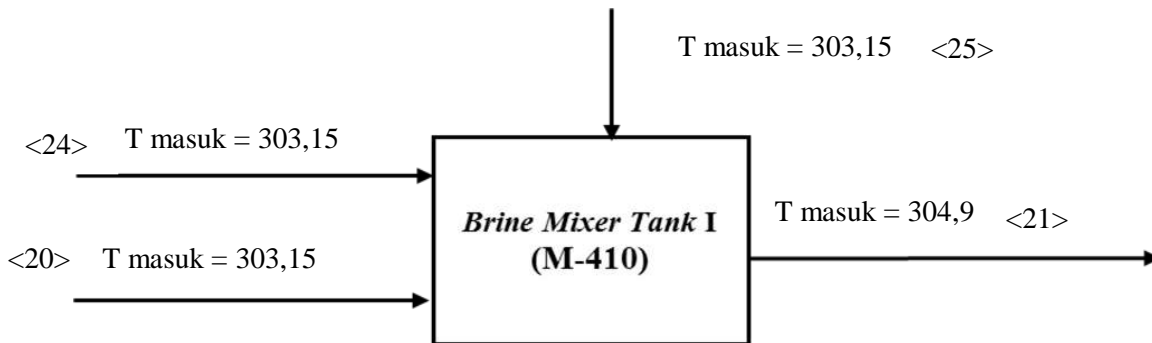


### Brine Mixer Tank I (M-410)

Fungsi: Sebagai tangki pencampuran antara garam industri dengan H<sub>2</sub>O untuk membuat brine .

Kondisi Operasi:

Tekanan = 1 atm  
 Suhu Operasi = 303,15 K  
 T<sub>ref</sub> = 298,15 K



Asumsi : Proses terjadi secara adiabatic

Neraca Energi Brine Mixer Tank I (M-410) :

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ masuk} &= \Delta H \text{ keluar} + \Delta H \text{ pelarutan} \\ m \times c_p \times \Delta t \text{ aliran masuk} &= m \times c_p \times \Delta t \text{ aliran keluar} + (\Delta H_s \times \text{Mol}) \text{ zat terlarut} \\ 687.203,0412 \text{ kkal/jam} &= \Delta H \text{ keluar} + -246.943,3785 \text{ kkal/jam} \\ \Delta H \text{ masuk} &= 934.146,4197 \text{ kka/jam} \end{aligned}$$

Neraca Energi Komponen NaCl Aliran <20> :

$$\begin{aligned} C_p &= 10,79 + (0,0042 \times T_{\text{masuk aliran <20>}}) \\ &= 10,79 + (0,0042 \times 303,15 \text{ K}) \\ &= 12,0632 \text{ kkal/kmol.K} \\ C_p &= \underline{12,0632} \text{ kkal/kmol.K} \\ &58,4423 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,2064 \text{ kkal/kg.K} \\ \Delta H &= m \text{ (kg/jam)} \times C_p \text{ (kkal/kg.K)} \times \Delta T \text{ (K)} \\ &= m \times C_p \times (T_{\text{masuk aliran <20>}} - (303,15 - T_{\text{ref}})) \\ &= 13.230,0000 \times 0,2064 \times (303,15 - 298,15) \\ &= 13.654,1968 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Neraca Energi Komponen NaCl Aliran <24> :

$$\begin{aligned} C_p &= 10,79 + (0,0042 \times T_{\text{masuk aliran <24>}}) \\ &= 10,79 + (0,0042 \times 303,15 \text{ K}) \\ &= 12,0632 \text{ kkal/kmol.K} \\ C_p &= 12,0632 \text{ kkal/kmol.K} \quad 58,4423 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,2064 \text{ kkal/kg.K} \\ \Delta H &= m \text{ (kg/jam)} \times C_p \text{ (kkal/kg.K)} \times \Delta T \text{ (K)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= m \times C_p \times (T \text{ masuk aliran } <24> - T \text{ ref } ) \\
 &= 0,0000 \times 0,2064 \times ( 303,15 - 298,15 ) \\
 &= 0,0000 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$\Delta H$  Pelarutan Komponen NaCl :

$$\begin{aligned}
 \Delta H &= (m/BM) \times \Delta H_s \\
 &= \frac{13.230,0000 \text{ kg/jam}}{58,4423 \text{ kg/kmol}} \times -1,1640 \text{ kkal/mol} \\
 &= 226,3771 \text{ kmol/jam} \times -1,1640 \text{ kkal/mol} \\
 &= -263.502,9764 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.2 Data Perhitungan  $\Delta H$  Aliran Masuk Pada Saat StartUp

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kkal/jam)
Aliran <20>				
NaCl	13.230,0000	0,2064	5,0000	13.654,1968
CaSO <sub>4</sub>	24,8063	0,1724	5,0000	21,3859
CaCl <sub>2</sub>	56,5031	0,1628	5,0000	45,9989
MgCl <sub>2</sub>	34,4531	0,1937	5,0000	33,3691
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0744	5,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,1619	5,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,1057	5,0000	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,1032	5,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	435,4875	3,6746	5,0000	8.001,2093
Aliran <24>				
H <sub>2</sub> O	36.218,7500	3,6746	5,0000	665.446,8813
Aliran <25>				
NaCl	0,0000	0,2064	5,0000	0,0000
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,1724	5,0000	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,1628	5,0000	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,1937	5,0000	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0744	5,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,1619	5,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,1057	5,0000	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,1032	5,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	3,6746	5,0000	0,0000
Total	50.000,0000			687.203,0412

Tabel B.3 Data Perhitungan  $\Delta H$  Aliran Keluar Pada Saat Start Up

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	$\Delta T$ (K)	H (kkal/jam)
Aliran <21>				
NaCl	13.230,0000	0,2065	6,7452	18.431,1594
CaSO <sub>4</sub>	24,8063	0,1728	6,7452	28,9213

CaCl <sub>2</sub>	56,5031	0,1629	6,7452	62,0772
MgCl <sub>2</sub>	34,4531	0,1938	6,7452	45,0321
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0747	6,7452	0,0000
KCl	0,0000	0,1620	6,7452	0,0000
KBr	0,0000	0,1058	6,7452	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,1036	6,7452	0,0000
H <sub>2</sub> O	36.654,2375	3,7032	6,7452	915.579,2298
Total	50.000,0000			934.146,4197

Tabel B.4 Data Perhitungan  $\Delta H$  Pelarutan Pada Saat Start Up

Komponen	m (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (mol)		H (kkal/jam)
Aliran <25>					
NaCl	13.230,0000	58,4423	226.377,1275	-1,1640	-263.502,9764
CaSO <sub>4</sub>	24,8063	136,1417	182,2091	5,1000	929,2662
CaCl <sub>2</sub>	56,5031	110,9831	509,1147	4,9000	2.494,6619
MgCl <sub>2</sub>	34,4531	95,2101	361,8642	36,3000	13.135,6698
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	146,3388	0,0000	-7,8500	0,0000
KCl	0,0000	74,5508	0,0000	-4,0400	0,0000
KBr	0,0000	119,0018	0,0000	-5,1300	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	214,0001	0,0000	-6,9300	0,0000
Total	133.455,7625				-246.943,3785

Tabel B.5 Neraca Energi Sistem Brine Mixer Tank I (M-410) Pada Saat Start Up

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	$\Delta H$ (kkal/jam)	Aliran	$\Delta H$ (kkal/jam)
Garam <20>	21.756,1599	Brine <21>	934.146,4197
Air <24>	665.446,8813	Hasil pelarutan	-246.943,3785
Brine <20>	0,0000		
Total	687.203,0412	Total	687.203,0412

### Brine Mixer Tank II (M-420)

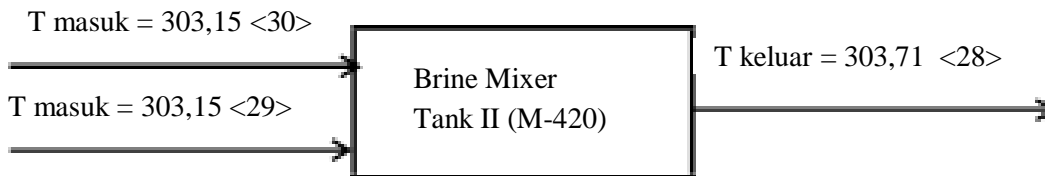
Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara brine kotor dengan chemicals (koagulan) untuk memurnikan brine.

Kondisi Operasi :

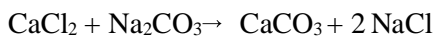
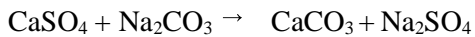
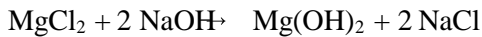
Tekanan = 1 atm

Suhu Operasi = 303,15 K

$$T_{ref} = 298,15 \text{ K}$$



Reaksi Koagulasi :



Karena terjadi reaksi pembentukan dalam Brine Mixer Tank II (M-420), maka terdapat entalpi dari reaksi tersebut.

Tabel B.6 Data nilai  $\Delta H_f$  (Perry 8th ed, 2008)

Komponen	f (kkal/mol)
NaCl	-98,3210
CaSO <sub>4</sub>	-336,5800
CaCl <sub>2</sub>	-190,6000
MgCl <sub>2</sub>	-153,2200
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	-261,7000
H <sub>2</sub> O	-68,3174
NaOH	-101,9600
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-269,4600
CaCO <sub>3</sub>	-289,5400
Mg(OH) <sub>2</sub>	-223,9000
Ca(OH) <sub>2</sub>	-235,5800
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-330,5000

Neraca Energi Brine Mixer Tank II (M-420) :

$$\Delta H \text{ masuk} = \Delta H \text{ keluar} + \Delta H \text{ reaksi}$$

$$(m \times c_p \times \Delta t) \text{ aliran masuk} = (m \times c_p \times \Delta t) \text{ aliran keluar} + \Delta H \text{ reaksi}$$

$$126.445,3659 \text{ kkal/jam} = (m \times c_p \times \Delta t) \text{ aliran keluar} - 6.617,8220$$

$$\Delta H \text{ masuk} = 133,063.1879 \text{ kkal/jam}$$

Neraca Energi Komponen NaCl Aliran <29> :

$$C_p = 10,79 + (0,0042 \times T_{\text{masuk aliran <29>}})$$

$$= 10,79 + (0,0042 \times 303,15 \text{ K})$$

$$= 12,0632 \text{ kkal/kmol.K}$$

$$C_p = \frac{12,0632 \text{ kkal/kmol.K}}{58,4423 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 0,2064 \text{ kkal/kg.K}$$

$$\Delta H = m \text{ (kg/jam)} \times C_p \text{ (kkal/kg.K)} \times \Delta T \text{ (K)}$$

$$= m \times C_p \times (T \text{ masuk aliran <29>} - T_{ref})$$

$$= 13.196,9250 \times 0,2064 \times (303,15 - 298,15)$$

$$= 13.620,0613 \text{ kkal/jam}$$

Neraca Energi Komponen NaCl Aliran <29> :

$$C_p = 10,79 + (0,0042 \times T_{\text{masuk aliran } <29>})$$

$$= 10,79 + (0,0042 \times 303,15 \text{ K})$$

$$= 12,0632 \text{ kkal/kmol.K}$$

$$C_p = \frac{12,0632 \text{ kkal/kmol.K}}{58,4423 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 0,2064 \text{ kkal/kg.K}$$

$$\Delta H = m \text{ (kg/jam)} \times C_p \text{ (kkal/kg.K)} \times \Delta T \text{ (K)}$$

$$= m \times C_p \times (T_{\text{masuk aliran } <29>} - T_{\text{ref}})$$

$$= 0,0000 \times 0,2064 \times (303,15 - 298,15)$$

$$= 0,0000 \text{ kkal/jam}$$

$\Delta H$  Reaksi Komponen NaCl :

$$\Delta H \text{ reaksi NaCl dari reaksi koagulasi I} = -157.505,4304 \text{ kka/jam}$$

$$\Delta H \text{ reaksi NaCl dari reaksi koagulasi II} = 0,0000 \text{ kka/jam}$$

$$\Delta H \text{ reaksi NaCl dari reaksi koagulasi III} = -122.421,7027 \text{ kka/jam}$$

$$\Delta H \text{ reaksi NaCl dari reaksi koagulasi IV} = -73.877,6405 \text{ kka/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H \text{ reaksi NaCl} = -353.804,7736 \text{ kka/jam}$$

Neraca Energi Brine Mixer Tank II (M-420) :

Proses diasumsikan terjadi secara adiabatik, maka  $T$  keluar aliran <28> di-trial hingga didapatkan nilai akumulasi  $\Delta H$  sama dengan 0.

$$\Delta H \text{ masuk} = \Delta H \text{ keluar}$$

$$(\Delta H \text{ masuk} - \Delta H \text{ keluar} - \Delta H \text{ reaksi}) = 0$$

$$(126.445,3659 - 133.063,1878 - 6.617,8220) = 0$$

sehingga, didapatkan :

$$T \text{ keluar aliran } <28> = 303,41 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kkal/jam)
Aliran <29>				
NaCl	13.196,9250	0,2064	5,0000	13.620,0613
CaSO <sub>4</sub>	84,7566	0,1724	5,0000	73,0700
CaCl <sub>2</sub>	110,7897	0,1628	5,0000	90,1934
MgCl <sub>2</sub>	152,5219	0,1937	5,0000	147,7229
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	25,8201	0,0744	5,0000	9,6040
KCl	98,6485	0,1619	5,0000	79,8565
KBr	23,5162	0,1057	5,0000	12,4311
KIO <sub>3</sub>	0,5926	0,1032	5,0000	0,3058
H <sub>2</sub> O	36.562,6019	0,6139	5,0000	112.222,7455
NaOH	0,0000	0,0115	5,0000	0,0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0,2727	5,0000	0,0000
CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0,1992	5,0000	0,0000

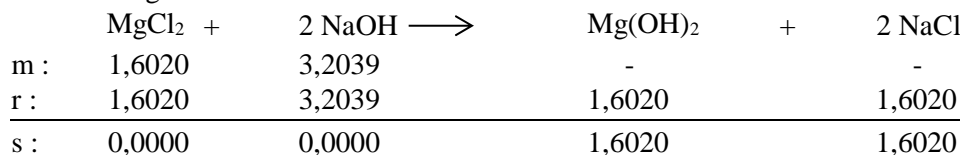
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,3121	5,0000	0,0000
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,2888	5,0000	0,0000
Aliran <30>				
NaCl	0,0000	0,2064	5,0000	0,0000
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,1724	5,0000	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,1628	5,0000	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,1937	5,0000	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0744	5,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,1619	5,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,1057	5,0000	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,1032	5,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,6139	5,0000	0,0000
NaOH	128,1468	0,0115	5,0000	7,3690
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	105,8038	0,2727	5,0000	144,2482
CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0,1992	5,0000	0,0000
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,3121	5,0000	0,0000
Ca(OH) <sub>2</sub>	26,1459	0,2888	5,0000	37,7582
Total	50.516,2689			126.445,3659

Perhitungan  $\Delta H$  reaksi dalam Brine Mixer Tank II (M-410) :

Persamaan untuk menentukan nilai  $\Delta H_r$ :

$$\Delta H_r = [\Sigma \Delta H_f \text{ produk} - \Sigma \Delta H_f \text{ reaktan}]$$

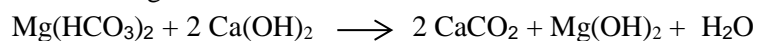
Reaksi Koagulasi I :



Data Perhitungan  $\Delta H$  Pada Reaksi Koagulasi I

Komponen	n(kmol/jam)	$\Delta H_f$ (kkal/mol)	$\Delta H$ reaktan (kkal/jam)	$\Delta H$ produk (kkal/jam)
MgCl <sub>2</sub>	1,6020	-153,2200	-245.450,9417	
NaOH	3,2039	-101,9600	-326.669,8606	
Mg(OH) <sub>2</sub>	1,6020	-223,9000		-358.676,8428
NaCl	1,6020	-98,3210		-157.505,4304
<b><math>\Delta H</math> reaksi (kkal/jam)</b>			<b>55.938,5291</b>	

Reaksi Koagulasi II :

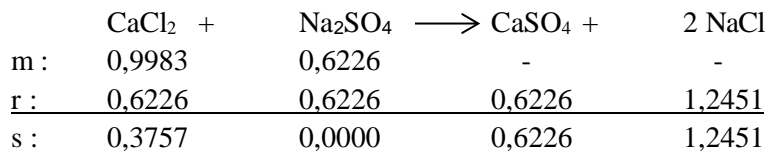
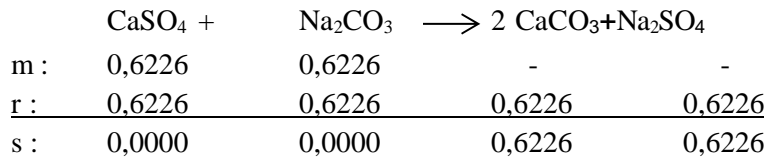


m :	0,1764	-	-	-
r :	0,1764	0,3529	0,1764	0,3529
s :	0,0000	0,0000	0,3529	0,3529

Data Perhitungan  $\Delta H$  Pada Reaksi Koagulasi II

Komponen	n (kmol/jam)	$\Delta H_f$	$\Delta H$ reaktan (kkal/jam)	$\Delta H$ produk (kkal/jam)
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,1764	-261,7000	-46.174,4149	
KCl	0,3529	-235,5800	-83.131,5909	
KBr	0,3529	-289,5400		-102.173,0232
KIO <sub>3</sub>	0,1764	-223,9000		-39.504,9732
H <sub>2</sub> O	0,3529	-68,3174		-24.107,8790
<b><math>\Delta H</math> reaksi (kkal/jam)</b>			<b>-36.479,8698</b>	

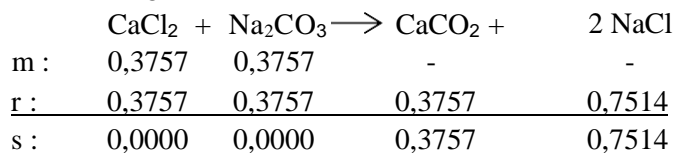
Reaksi Koagulasi III :



Perhitungan  $\Delta H$  pada reaksi koagulasi III

Komponen	n (kmol/jam)	$\Delta H_f$	$\Delta H$ reaktan (kkal/jam)	$\Delta H$ produk (kkal/jam)
CaSO <sub>4</sub>	0,6226	-336,5800	-209.541,6885	
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,6226	-269,4600	-167.755,3728	
CaCO <sub>3</sub>	0,6226	-289,5400		-180.256,4041
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,6226	-330,5000		-205.756,5156
CaCl <sub>2</sub>	0,6226	-190,6000	-118.660,1872	
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,6226	-330,5000	-205.756,5156	
CaSO <sub>4</sub>	0,6226	-336,5800		-209.541,6885
NaCl	1,2451	-98,3210		-122.421,7027
<b><math>\Delta H</math> reaksi (kkal/jam)</b>			<b>-16.262,5468</b>	

Reaksi Koagulasi IV :



Perhitungan  $\Delta H$  pada reaksi koagulasi IV

Komponen	n (kmol/jam)	$\Delta H_f$	$\Delta H$ reaktan (kkal/jam)	$\Delta H$ produk (kkal/jam)
CaCl <sub>2</sub>	0.3757	-190.6000	-71,607.6844	
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.3757	-269.4600	-101,235.0820	
CaCO <sub>3</sub>	0.3757	-289.5400		-108,779.0605
NaCl	0.7514	-98.3210		-73,877.6405
<b><math>\Delta H</math> reaksi (kkal/jam)</b>			<b>-9,813.9346</b>	

Perhitungan  $\Delta H$  pada reaksi koagulasi IV

Komponen	m (kg/jam)	Cp(kkal/kg.K)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kkal/jam)
Aliran <28>				
NaCl	13.500,8493	0,2064	5,2612	14.663,0061
CaSO <sub>4</sub>	84,7566	0,1725	5,2612	76,9159
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,1628	5,2612	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,1937	5,2612	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0744	5,2612	0,0000
KCl	98,6485	0,1619	5,2612	84,0352
KBr	23,5162	0,1057	5,2612	13,0815
KIO <sub>3</sub>	0,5926	0,1033	5,2612	0,3220
H <sub>2</sub> O	36.568,9591	0,6129	5,2612	117.913,7486
NaOH	0,0000	0,0115	5,2612	0,0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0,2727	5,2612	0,0000
CaCO <sub>3</sub>	135,2313	0,1993	5,2612	141,7901
Mg(OH) <sub>2</sub>	103,7152	0,3121	5,2612	170,2883
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,2888	5,2612	0,0000
<b>Total</b>	<b>50.516,2689</b>			<b>133.063,1878</b>

Neraca Energi Brine Mixer Tank II

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	$\Delta H$ (kkal/jam)	Aliran	$\Delta H$ (kkal/jam)
Brine kotor <29>	126.255,9905	brine <28>	133.063,1878
chemicals <30>	189,3754	Hasil reaksi	-6.617,8220
<b>Total</b>	<b>126.445,3658</b>	<b>Total</b>	<b>126.445,3658</b>

### 3. Rotary Dryer (B-310)

Fungsi : Mengurangi kadar H<sub>2</sub>O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas.

Dari Appendiks A didapatkan data sebagai berikut :

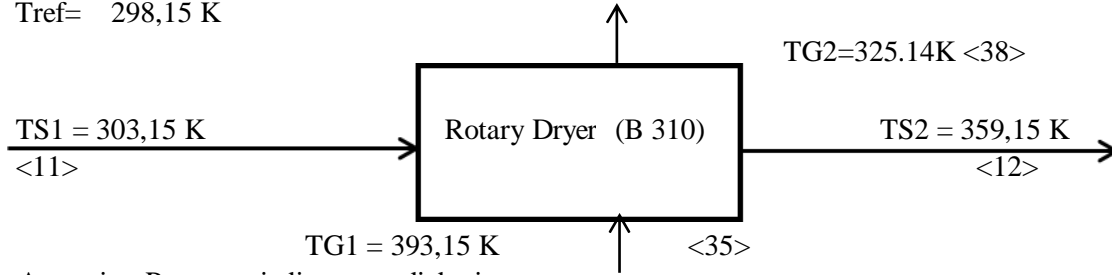
Kondisi Operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu Operasi = 393,15 K



Tref= 298,15 K



Asumsi : Proses terjadi secara adiabatik.

Dari Appendix A didapatkan data sebagai berikut :

Massa aliran <11> = 7.489,7659 kg  
 Suhu garam masuk Rotart Dryer (TS1) = 30 = 86 °F  
 Suhu udara masuk Rotary Dryer (TG1) = 120 = 248 °F  
 Percentage relative humidity udara (HR) = 70 %

Perhitungan partial pressure (pA) of water vapor in the air berdasarkan Geankoplis 3 th Ed eq. 9.3-4 page 526 :

Dari steam table Geankoplis 3 th Ed. page 857 didapatkan data sebagai berikut.

Suhu dry bulb udara (TDB) sebelum dipanaskan = 30 C  
 Total pressure (P) = 1 atm  
 = 101,325 kPa  
 Vapor pressure (pAS) of pure water = 4,2460 kPa

$$\begin{aligned} \text{Hr} &= 100 \cdot \frac{\text{Pa}}{\text{Pas}} \\ \text{Pa} &= \frac{\text{Hr}}{100} \cdot \text{Pas} \\ &= \frac{70}{100} \cdot 4,2460 \text{ kPa} \\ &= 2,9722 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Perhitungan humidty udara masuk (Hin atau H1) berdasarkan Geankoplis 3 th Ed eq. 9.3-1 page 526 :

$$\begin{aligned} \text{Hin atau H1} &= \frac{18,02}{28,97} \cdot \frac{\text{Pa}}{\text{P} - \text{Pa}} \\ &= \frac{18,02}{28,97} \cdot \frac{2,9722 \text{ kPa}}{101,325 \text{ kPa} - 2,9722 \text{ kPa}} \\ &= 0,0188 \text{ kg H}_2\text{O/kg air} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis 3 th Ed. fig. 9.3-2 page 529 didapatkan data Tw sebagai berikut.

Suhu dry bulb udara masuk Rotary Dryer = 120 C  
 = 248 F  
 Humidity 1 (Hin atau H1) = 0,0188  
 Suhu wet bulb udara masuk (Tw) = 41,35 C  
 = 106 F  
 Tref = 25 C  
 = 77 F

Menghitung Suhu Udara Panas Keluar Rotary Dryer (TG2) :

$$\text{NTU} = \ln \frac{\text{TG1} - \text{Tw}}{\text{TG2} - \text{Tw}}$$

(Badger dan Banchemo, 1995)

Umumnya, nilai NTU Rotary Dryer adalah 1,5 - 2,5 (Badger dan Banchemo, 1995) . Oleh karena itu, diasumsikan nilai NTU yang diambil = 2.

$$2 = \ln \frac{248 - 106}{TG2 - 106}$$

$$7.3891 = \frac{248 - 106}{TG2 - 106}$$

$$TG2 = 125,59 \text{ F}$$

$$TG2 = 51,99 \text{ C}$$

$$TS2 = \frac{T \text{ udara panas masuk rotary dryer} + T \text{ udara panas keluar rotary dryer}}{2}$$

$$= \left( \frac{120 + 51,99}{2} \right)$$

$$= 86 \text{ C}$$

Berdasarkan neraca massa didapatkan data sebagai berikut :

Fraksi komponen antara solid dan H<sub>2</sub>O sebelum masuk Rotary Dryer :

$$\begin{aligned} \text{Dry solid} &= 0,9361 \text{ kg dry solid/kg total} \\ \text{H}_2\text{O} &= 0,0639 \text{ kg H}_2\text{O/kg total} \\ \text{Moisture content (X1)} &= 0,0683 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry solid} \end{aligned}$$

Fraksi komponen yang diinginkan antara solid dan H<sub>2</sub>O setelah keluar Rotary Dryer :

$$\begin{aligned} \text{Dry solid} &= 0,9990 \text{ kg dry solid/kg total} \\ \text{H}_2\text{O} &= 0,0010 \text{ kg H}_2\text{O/kg total} \\ \text{Moisture content (X1)} &= 0,0010 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry solid} \end{aligned}$$

#### Enthalpy Garam masuk

$$\begin{aligned} TS1 &= 303,15 \text{ K} \\ Tref &= 298,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Mencari heat capacity of dry solid (Cps) NaCl berdasarkan Geankoplis 3 th Ed. page 562 :

$$\begin{aligned} Cp &= 10,79 + (0,0042 \times T \text{ masuk aliran } <11>) \\ &= 10,79 + (0,0042 \times 303,15 \text{ K}) \\ &= 12,0632 \text{ kkal/kmol.K} \\ Cp &= \frac{12,0632 \text{ kkal/kmol.K}}{58,4423 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,2064 \text{ kkal/kg.K} \\ Cps &= Cp \text{ (kkal/kg.K)} \cdot \frac{m \text{ (kg/jam)}}{Ls \text{ in (kg/jam)}} \\ &= 0,2064 \cdot \frac{7,000.6034}{7,011.1683} \\ &= 0,2061 \text{ kkal/kg.K} \end{aligned}$$

Komposisi Garam Masuk Aliran <11>

Komponen	m (kg/jam)	Cp(kkal/kg.K)	Cps(kkal/kg.K)
NaCl	7.000,6034	0,2064	0,2061
CaSO <sub>4</sub>	1,6798	0,1724	0,0000

CaCl <sub>2</sub>	1,6085	0,1628	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	3,2713	0,1937	0,0001
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,6960	0,0744	0,0000
KCl	2,6593	0,1619	0,0001
KBr	0,6339	0,1057	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0160	0,1032	0,0000
H <sub>2</sub> O	881,4113	0,6139	0,0000
<b>Total</b>	<b>7.892,5796</b>	<b>1,7945</b>	<b>0,2063</b>

$$\text{total solid (Ls in)} = 7.011,1683 \text{ kg/jam}$$

Mencari total enthalpi masuk wet solid (H'sin) berdasarkan Geankoplis 3 th Ed. eq . 9-10-25 page 562 :

$$\begin{aligned} \text{Total enthalpi masuk wet solid (H'sin)} &= Cps (Ts1 - Tref) + X1.CpA (Ts1 - Tref) \\ &= 1,2413 \text{ kkal/kg} \\ \text{Enthalpy garam masuk (Lsin.H'sin)} &= 8.702,7214 \text{ kkal/jam} \\ &= 36.412,1862 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

#### Enthalpy Garam yang Terikut Oleh Udara

$$\begin{aligned} Tg2 &= 325,14 \text{ K} \\ Tref &= 298,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Asumsi :Material yang terbawa oleh udara pemanas adalah sebesar 0,1% dari total flowrate aliran <11>."

Mencari massa komponen NaCl aliran <28> :

$$\begin{aligned} m \text{ NaCl aliran } <28> &= 0,1\% \times m \text{ NaCl aliran } <11> \\ &= 0,1\% \times 7.000,6034 \text{ kg/jam} \\ &= 7,0006 \text{ kg/jam} \\ Cp &= 10,79 + (0,0042 \times T \text{ keluar aliran } <28>) \\ &= 10,79 + (0,0042 \times 325,14) \\ &= 12,1556 \text{ kkal/kmol.K} \\ Cp &= \frac{12,1556}{58,4423} \text{ kkal/kmol.K} \\ &= 0,2080 \text{ kkal/kg.K} \\ Cps &= \frac{Cp \text{ (kkal/kg.K)} \cdot m \text{ (kg/jam)}}{Ls \text{ in}} \\ &= \frac{0,2080 \cdot 7,0006}{7,1063} \\ &= 0,2049 \text{ kka/kg.K} \end{aligned}$$

Komposisi garam terikut aliran udara 38

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	7,0006	0,2080	0,2049
CaSO <sub>4</sub>	0,0168	0,1776	0,0004
CaCl <sub>2</sub>	0,0161	0,1636	0,0004

MgCl <sub>2</sub>	0,0327	0,1946	0,0009
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0070	0,0780	0,0001
KCl	0,0266	0,1630	0,0006
KBr	0,0063	0,1064	0,0001
KIO <sub>3</sub>	0,0002	0,1087	0,0000
H <sub>2</sub> O	874,3931	0,4669	0,0000
<b>Total</b>	<b>881,4994</b>	<b>1,6667</b>	<b>0,2074</b>

total solid (Ls) = 7,1063 kg/jam

Mencari total enthalpi wet solid (H's) feed yang terikut oleh udara berdasarkan Geankoplis 3 th Ed. eq . 9-10-25 page 562 :"

$$\begin{aligned} \text{Total enthalpi wet solid (H's)} &= \text{Cps (Tg2-Tref)} + \text{X2} \cdot \text{CpA (Tg2-Tref)} \\ &= 5,6104 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Enthalpy garam terikut udara (Ls.H's)} &= 39,8689 \text{ kkal/jam} \\ &= 166,8117 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

### Enthalpy Garam Keluar

$$\begin{aligned} \text{Ts2} &= 359,15 \text{ K} \\ \text{Tref} &= 298,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Mencari heat capacity of dry solid (Cps) NaCl

$$\begin{aligned} \text{Cp} &= 10,79 + (0,0042 \times \text{Tkeluar aliran } <12>) \\ &= 10,79 + (0,0042 \times 359,15 \text{ K}) \\ &= 12,2984 \text{ kkal/kmol.K} \\ \text{Cp} &= \frac{12,2984 \text{ kkal/kmol.K}}{58,4423 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,2104 \text{ kkal/kg.K} \\ \text{Cps} &= \text{Cp (kkal/kg.K)} \cdot \frac{6.993,6028}{7.004,0620} \\ &= 0,2104 \cdot \frac{6.993,6028}{7.004,0620} \\ &= 0,2101 \text{ kka/kg.K} \end{aligned}$$

Komposisi Garam Keluar Aliran 12

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	6.993,6028	0,2104	0,2101
CaSO <sub>4</sub>	1,6630	0,1851	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	1,5924	0,1648	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	3,2386	0,1959	0,0001
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,6891	0,0829	0,0000
KCl	2,6327	0,1647	0,0001
KBr	0,6276	0,1074	0,0000

KIO <sub>3</sub>	0,0158	0,1171	0,0000
H <sub>2</sub> O	7,0182	0,3475	0,0000
<b>Total</b>	<b>7.011,0802</b>	<b>1,5758</b>	<b>0,2104</b>

Total solid (L<sub>sout</sub>) = 7.004,0620 kg/jam

Mencari total enthalpi keluar wet solid (H'<sub>sout</sub>) berdasarkan Geankoplis 3 th Ed. eq . 9-10-25 page 562

$$\begin{aligned} \text{Total enthalpi keluar wet solid (H'sout)} &= Cps (Ts2-Tref) + X2.CpA (Ts2-Tref) \\ &= 12.8534 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Enthalpy garam keluar (Lsout.H'sout)} &= 90.026,3797 \text{ kkal/jam} \\ &= 376.670,3726 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W &= \text{massa H}_2\text{O masuk} - \text{massa H}_2\text{O keluar} \\ &= 881,4113 \text{ kg/jam} - 7,0182 \text{ kg/jam} \\ &= 874,3931 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} H_{in} &= 0,0188 \\ L_{sin} &= 7.011,1683 \text{ kg/jam} \\ X1 &= 0,0683 \\ L_{sout} &= 7,1063 \text{ kg/jam} + 7.004,0620 \text{ kg/jam} \\ &= 7.011,1683 \text{ kg/jam} \\ X2 &= 0,0010 \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan persamaan (1) berikut ini.

$$0,0188 G + 478,5977 = + 7,0182 \dots \dots \dots (1)$$

Neraca Energi Rotary Dryer (B-310) :

Persamaan umum neraca energi pada Rotary Dryer

$$G \cdot \hat{H}_{in} + L_s \cdot H'_{in} + Q = G \cdot \hat{H}_{out} + L_s \cdot H'_{out}$$

$$H's = Cps (Ts-T0) + X \cdot CpA (Ts-T0)$$

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 )
- L<sub>s</sub>H'1 = Entalphy bahan masuk (kJ/jam)
- L<sub>s</sub>H'2 = Entalphy bahan keluar (kJ/jam)
- Q = Heat loss (kJ/jam)

Persamaan umum :

$$\hat{H}G = CS(TG - Tref) + H \cdot \lambda 0 \quad (\text{Geankoplis Eq. 9.10-24 Page 603, 2003})$$

$$Cs = 1,005 + 1,88 H \quad (\text{Geankoplis Eq. 9.3-6 Page 567, 2003})$$

Keterangan :

- H = Humidity (kg H<sub>2</sub>O/kg dry air )
- T = Suhu ( c )

$$\begin{aligned} C_s &= \text{Humid heat (kJ/kg dry air)} \\ \lambda_0 &= \text{Panas laten (kJ/kg)} \\ T_{ref} &= 25 \text{ C} \end{aligned}$$

1) Humid Heat Udara Masuk ( $\hat{H}_{in}$ ) berdasarkan persamaan di atas :

$$\hat{H}_{in} = ( ( 1,005 + 1,88 H_1 ) \times (T_{g1} - T_{ref}) + (H_1 \cdot \lambda_0))$$

Dimana :

$$\begin{aligned} H_1 &= 0,0188 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry air} \\ T_{g1} &= 120 \text{ C} \\ T_{ref} &= 25 \text{ C} \\ \lambda_0 &= ( H_v - H_L ) \\ &= ( 2.547,2 - 104,89 ) \text{ kJ/kg} \\ &= 2.442,3100 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan hasil sebagai berikut.

$$\begin{aligned} \hat{H}_{in} &= ( 1,0403 \times 95 ) + 45,9091 \\ &= 144,7413 \text{ kJ/kg dry air} \end{aligned}$$

2)  $H_{out} = ( ( 1,005 + 1,88 H_2 ) \times (T_{g2} - T_{ref})) + (H_2 \cdot \lambda_0)$

Dimana :

$$\begin{aligned} T_{g2} &= 51,9 \text{ C} \\ T_{ref} &= 25 \text{ C} \\ \lambda_0 &= ( H_v - H_L ) \\ &= ( 2.547,2 - 104,89 ) \text{ kJ/kg} \\ &= 2.442,3100 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan persamaan (2) sebagai berikut.

$$\begin{aligned} \hat{H}_{out} &= ( ( 1,005 + 1,88 H_2 ) \times 26,9941 ) + 2.442,3100 H_2 \\ &= ( 27,1291 + 50,7489 H_2 ) + 2.442,3100 H_2 \\ &= 27,1291 + 2.493,0589 H_2 \dots\dots\dots (2) \end{aligned}$$

Lalu mensubstitusikan nilai  $\hat{H}_{in}$  dan  $\hat{H}_{out}$  ke dalam persamaan neraca energi

$$G \cdot \hat{H}_{in} + L_s \cdot H'_{in} + Q = G \cdot \hat{H}_{out} + L_s \cdot H'_{out}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} \hat{H}_{in} &= 144,7413 \text{ kJ/kg dry air} \\ L_s \cdot \hat{H}_{in} &= 36.412,1862 \text{ kJ/jam} \\ \hat{H}_{out} &= 27,1291 + 2.493,0589 H_2 \\ L_s \cdot \hat{H}_{out} &= 376.837,1843 \text{ kJ/jam} \\ Q &= 0 \text{ kJ/jam (karena asumsi proses adiabatik)} \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan persamaan (3) sebagai berikut.

$$G = \frac{376.837,1843 - 36.412,1862}{( 117,6122 - 2.493,0589 H_2 )}$$

$$= \frac{340.424,9981}{(117,6122 - 2.493,0589)} \dots\dots\dots(3)$$

$$\begin{aligned} 0,0188 \text{ G} &+ 478,5977 = \text{G} \cdot \text{Hout} + 7.0182 \\ 0,0188 \text{ G} &+ 478,5977 = \text{G} \cdot \text{H2} + 7.0182 \\ 0,0188 \text{ G} &- \text{G} \cdot \text{H2} = -471.5795 \\ \text{G} (0,0188 - \text{H2}) &= -471,5795 \\ \frac{6.399,1021}{117,6122} - \frac{340.424,9981}{2.493,0589} \text{H2} &= -471.5795 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 6.399,1021 - 340.424,9981 \text{H2} &= -55.463,4904 - (-1.175.675,4205) \text{H2} \\ 6.399,1021 - 340.424,9981 \text{H2} &= -55.463,4904 + 1.175.675,4205 \text{H2} \\ -1.516.100,4186 \text{H2} &= -61.862,5924 \\ \text{H2} &= 0,0408 \end{aligned}$$

$$\text{G} = \frac{340.424,9981}{(117,6122 - 2.493,0589 \text{H2})}$$

Sehingga, didapatkan hasil sebagai berikut.

$$\begin{aligned} \text{G} &= 21.429,2308 \text{ kg/jam} \\ \text{G} &= 21.429,2308 \text{ kg/jam} \\ \hat{\text{H}}_{\text{out}} &= 27,1291 + 2.493,0589 \text{H2} \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan hasil sebagai berikut.

$$\hat{\text{H}}_{\text{out}} = 128,8553 \text{ kJ/kg dry air}$$

Enthalpy Udara Masuk

$$\begin{aligned} \text{G} \cdot \hat{\text{H}}_{\text{in}} &= 21.429,2308 \text{ kg/jam} \times 144,7413 \text{ kg dry air} \\ &= 3.101.694,1314 \text{ kJ/jam} \\ &= 741.323,5076 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Enthalpy Udara Keluar

$$\begin{aligned} \text{G} \cdot \hat{\text{H}}_{\text{out}} &= 21.429,2308 \text{ kg/jam} \times 128,8553 \text{ kg dryair} \\ &= 2.761.269,1333 \text{ kJ/jam} \\ &= 659.959,8905 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Neraca Energi Sistem Rotary Dryer (B-310)

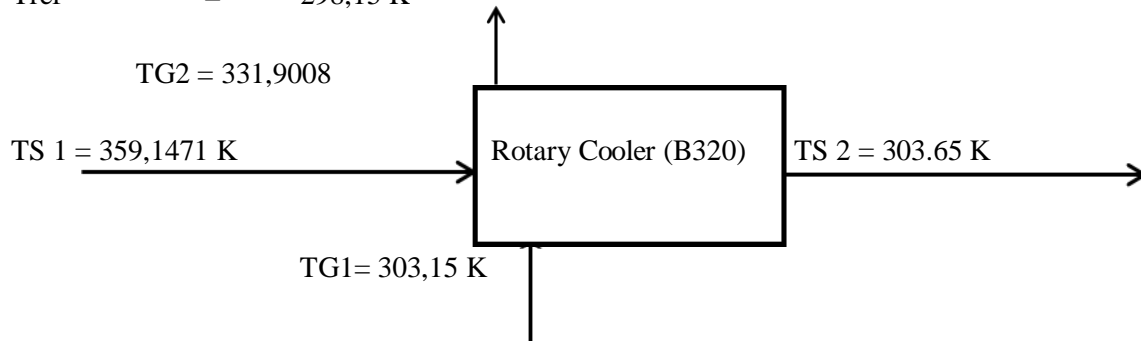
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	H (kkal/jam)	Aliran	H (kkal/jam)
Garam basah <11>	8.702,7310	Kristal NaCl <12>	90.066,3481
Udara masuk <35>	741.323,5076	Udara keluar <38>	659.959,8905
<b>Total</b>	<b>750.026,2386</b>	<b>Total</b>	<b>750.026,2386</b>

Rotary Cooler (B-320)

Fungsi: Menurunkan suhu produk garam dengan menggunakan udara.

Kondisi Operasi:

Tekanan = 1 atm  
 Suhu Operasi = 303,15 K  
 Tref = 298,15 K



Asumsi : Proses terjadi secara adiabatik.

Dari Appendix A didapatkan data sebagai berikut :

Massa aliran <13> = 6.993,6028 kg  
 Suhu garam masuk Rotary Cooler (TS1) = 86 C = 186,79 °F  
 Suhu garam keluar Rotary Cooler (TS1) = 30.5 C = 87 °F  
 Percentage relative humidity udara (HR) = 70 %

Perhitungan partial pressure (pA) of water vapor in the air berdasarkan Geankoplis 3 th Ed eq. 9.3-4 page 526 :

Suhu dry bulb udara (TDB) masuk = 30 C  
 total pressure (P) = 1 atm  
 = 101,325kPa  
 Vapor pressure (pAS) of pure water = 4,2460 kPa

$$HR = 100 \cdot \frac{p_A}{p_{AS}}$$

$$p_A = HR \cdot \frac{p_{AS}}{100}$$

$$= 70 \cdot \frac{4,2460 \text{ kPa}}{100}$$

$$= 2,9722 \text{ kPa}$$

Perhitungan humidity udara masuk (Hin atau H1) berdasarkan Geankoplis 3 th Ed eq. 9.3-1 page 526 :

$$H_{in} \text{ atau } H_1 = \frac{18,02}{28,97} \cdot \frac{p_A}{P - p_A}$$

$$= \frac{18,02}{28,97} \cdot \frac{2,9722 \text{ kPa}}{101,3250 \text{ kPa} - 2,9722 \text{ kPa}}$$

$$= 0,0188 \text{ kg H}_2\text{O/kg air}$$

Dari Geankoplis 3 th Ed. fig. 9.3-2 page 529 didapatkan data Tw sebagai berikut:

Suhu dry bulb udara masuk Rotary Cooler (TG1) = 30 C  
 = 86 F



$$\begin{aligned}
 \text{Humidity 1 (Hin atau H1)} &= 0,0188 \\
 \text{Suhu wet bulb udara masuk (Tw)} &= 25,5 \text{ C} \\
 &= 77,9 \text{ F} \\
 \text{Tref} &= 25 \text{ C} = 77 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \text{NT} &= \ln \frac{\text{TG2} - \text{Tw}}{\text{TG1} - \text{Tw}} \quad (\text{Badger dan Banchemo, 1995})
 \end{aligned}$$

Umumnya, nilai NTU Rotary Cooler adalah 1,5 - 2,5 (Badger dan Banchemo, 1995). Oleh karena itu, diasumsikan nilai NTU yang diambil = 2.

$$\begin{aligned}
 2 &= \ln \frac{\text{TG2} - 77,9}{86 - 77,9} \\
 7,3891 &= \text{TG2} - 77,9 \\
 &= 137,75 \text{ F} \\
 &= 58,75 \text{ C}
 \end{aligned}$$

#### Enthalpy Garam Masuk

$$\begin{aligned}
 \text{TS1} &= 359,1471 \text{ K} \\
 \text{Tref} &= 298,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Mencari heat capacity of dry solid (Cps) NaCl berdasarkan Geankoplis 3 th Ed. page 562 :

$$\begin{aligned}
 \text{Cp} &= 10,79 + (0,0042 \times \text{T masuk aliran 13}) \\
 &= 10,79 + (0,0042 \times 359,15 \text{ K}) \\
 &= 12,2984 \text{ kkal/kmol.K} \\
 \text{Cp} &= \frac{12,2984 \text{ kkal/kmol.K}}{58,4423 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 0,2104 \text{ kkal/kg.K} \\
 \text{Cps} &= \text{Cp (kkal/kg.K)} \cdot \frac{m \text{ (kg/jam)}}{\text{Ls in (kg/jam)}} \\
 &= 0,2104 \cdot \frac{6.993,6028}{7.237,7783} \\
 &= 0,2033 \text{ kka/kg.K}
 \end{aligned}$$

#### Komposisi garam masuk Aliran <13>

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	6.993,6028	0,2104	0,2033
CaSO <sub>4</sub>	1,6630	0,1851	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	1,5924	0,1648	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	3,2386	0,1959	0,0001
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,6891	0,0829	0,0000
KCl	2,6327	0,1647	0,0001

KBr	0,6276	0,1074	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0158	0,1171	0,0000
H <sub>2</sub> O	233,7162	0,3475	0,0112
<b>Total</b>	<b>7.237,7783</b>	<b>1,5758</b>	<b>0,2148</b>

$$\text{Total solid (Lsin)} = 7.237,7783 \text{ kg/jam}$$

Mencari total enthalpi masuk wet solid (H'sin) berdasarkan Geankoplis 3 th Ed.

$$\begin{aligned} \text{Total enthalpi masuk wet solid (H'sin)} &= Cps (Ts1 - Tref) \\ &= 13,1024 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Enthalpy garam masuk (Lsin.H'sin)} &= 94.831,9798 \text{ kkal/jam} \\ &= 396.777,0036 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

#### Enthalpy Garam yang Terikut Oleh Udara

$$\begin{aligned} TG2 &= 331,90 \text{ K} \\ Tref &= 298,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Asusmi : Material yang terbawa oleh udara pemanas adalah sebesar 0,1% dari total flowrate aliran <37>.

Mencari massa komponen NaCl aliran <37> :

$$\begin{aligned} m \text{ NaCl aliran } <37> &= 0,1\% \times m \text{ NaCl aliran } <13> \\ &= 0,1\% \times 6.993,6028 \text{ kg/jam} \\ &= 6,9936 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Mencari heat capacity of dry solid (Cps) NaCl berdasarkan Geankoplis 3 th Ed. page 562 :

$$\begin{aligned} Cp &= 10,79 + (0,0042 \times T_{\text{keluar aliran } <14>}) \\ &= 10,79 + (0,0042 \times 331,90 \text{ K}) \\ &= 12,1840 \text{ kkal/kmol.K} \\ Cp &= \frac{12,1840}{58,4423} \text{ kkal/kg.K} \\ &= 0,2085 \text{ kkal/kg.K} \\ Cps &= Cp \text{ (kkal/kg.K)} \cdot \frac{m \text{ (kg/jam)}}{Ls \text{ out (kg/jam)}} \\ &= 0,2085 \cdot \frac{6,9936}{231,4351} \\ &= 0,0063 \text{ kka/kg.K} \end{aligned}$$

Komposisi garam yang masuk aliran <37>

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	6,9936	0,2085	0,2082

CaSO <sub>4</sub>	0,0017	0,1791	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0016	0,1638	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0032	0,1948	0,0001
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0007	0,0791	0,0000
KCl	0,0026	0,1634	0,0001
KBr	0,0006	0,1066	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,1103	0,0000
H <sub>2</sub> O	224,4311	0,4672	14,9717
<b>Total</b>	<b>231,4351</b>	<b>1,6729</b>	<b>15,1801</b>

Total Solid Ls out = 231,4351 kg/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Total enthalpi keluar wet solid (H'sout)} &= Cps (Ts_2 - T_{ref}) \\
 &= 15,5052 \text{ kkal/kg} \\
 \text{Enthalpy garam keluar (Lsout.H'sout)} &= 3.588,4526 \text{ kkal/jam} \\
 &= 15.014,0856 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Enthalpy Garam Keluar

$$\begin{aligned}
 Ts_2 &= 303,65 \text{ K} \\
 T_{ref} &= 298,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

**Mencari heat capacity of dry solid (Cps) NaCl berdasarkan Geankoplis 3 th Ed. page 562 :**

$$\begin{aligned}
 Cp &= 10,79 + (0,0042 \times T \text{ keluar aliran } <14>) \\
 &= 10,79 + (0,0042 \times 303,65 \text{ K}) \\
 &= 12,0653 \text{ kkal/kmol.K} \\
 Cp &= \frac{12,0653 \text{ kkal/kmol.K}}{58,4423 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 0,2064 \text{ kkal/kg.K} \\
 Cps &= Cp \text{ (kkal/kg.K)} \cdot \frac{m \text{ (kg/jam)}}{Lsout \text{ (kg/jam)}} \\
 &= 0,2064 \cdot \frac{6,986.6092}{7,006.3431} \\
 &= 0,2059 \text{ kka/kg.K}
 \end{aligned}$$

Komposisi garam keluar aliran 14

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	6.986,6092	0,2064	0,2059
CaSO <sub>4</sub>	1,6613	0,1725	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	1,5908	0,1628	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	3,2354	0,1937	0,0001
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,6884	0,0745	0,0000
KCl	2,6301	0,1619	0,0001

KBr	0,6270	0,1057	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0158	0,1033	0,0000
H <sub>2</sub> O	9,2852	0,6120	0,0008
<b>Total</b>	<b>7.006,3431</b>	<b>1,7930</b>	<b>0,2069</b>

Total solid (L<sub>sout</sub>) = 7.006,3431 kg/jam  
Mencari total enthalpi keluar wet solid (H'<sub>sout</sub>) berdasarkan Geankoplis 3 th Ed. eq . 9-10-25 page 562:  
Total enthalpi keluar wet solid (H'<sub>sout</sub>) = C<sub>ps</sub> (T<sub>s2</sub> - T<sub>ref</sub>)  
= 1.1381 kkal/kg  
Enthalpy garam keluar (L<sub>sout</sub>.H'<sub>sout</sub>) = 7.973,7635 kkal/jam  
= 33.362,2265 kJ/jam  
(Geankoplis Eq. 9.10-26 Page 562, 2003)

Keterangan :

- G = Rate udara pendingin (kg)
- $\hat{H}_2$  = Humid heat udara keluar (kJ/kg dry air )
- $\hat{H}_1$  = Humid heat udara masuk (kJ/kg dry air )
- L<sub>sH'1</sub> = Entalphy bahan masuk (kJ)
- L<sub>sH'2</sub> = Entalphy bahan keluar (kJ)
- Q = Heat loss (kJ)

Dimana :

- C<sub>p</sub> udara = 1,0048 kJ/kg
- $\hat{H}_2$  = 33,9128kJ/kg dry air
- $\hat{H}_1$  = 5,0240 kJ/kg dry air
- L<sub>sH'1</sub> = 396.777,0036 kJ/jam
- L<sub>sH'2</sub> = 48.376,3120 kJ/jam

Sehingga, didapatkan persamaan (4) sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
5,0240 G + 396.777,0036 &= 33.9128G + 48.376,3120 \dots\dots\dots(4) \\
5,0240 G - 33,9128 G &= 48.376,3120 - 393,122.2490 \\
-28.8888 G &= -348.400,6915 \\
G &= 12.060,0794 \text{ kg/jam} \\
G &= 12.060,0794 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

Enthalpy Udara Masuk

$$\begin{aligned}
G \cdot \hat{H}_1 &= 12.060,0794 \text{ kg/jam} \times 5,0240 \text{ kJ/kg dry air} \\
&= 60.589,8389 \text{ kJ/jam} \\
&= 14,481.3350 \text{ kkal/jam}
\end{aligned}$$

Enthalpy Udara Keluar

$$\begin{aligned}
G \cdot \hat{H}_2 &= 12.060,0794 \text{ kg/jam} \times 33.9128 \text{ kJ/kg dry air} \\
&= 408.990,5304 \text{ kJ/jam} \\
&= 97.751,1907 \text{ kkal/jam}
\end{aligned}$$

Neraca Energi Rotary Cooler

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	H (kkal/jam)	Aliran	H (kkal/jam)
Garam masuk <13>	94.832,0845	Garam keluar<14>	11.562,2288
Udara masuk <36>	14.481,3350	Udara keluar <37>	97.751,1907
<b>Total</b>	<b>109.313,4195</b>	<b>Total</b>	<b>109.313,4195</b>

**5. Heater (E-313)**

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

Kondisi Operasi:

$$\begin{aligned}
 P &= 1 \text{ atm} \\
 T \text{ udara masuk} &= 303,15 \text{ K} \\
 T \text{ udara keluar} &= 393,15 \text{ K} \\
 T_{ref} &= 298,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$C_p \text{ udara keluar} = 0,2450 \text{ kkal/kg.K}$$

Neraca Energi Udara Masuk Aliran <34> :

$$\begin{aligned}
 C_p &= 0,2409 \text{ kkal/kg.K} \\
 \Delta H &= m \text{ (kg/jam)} \times C_p \text{ (kkal/kg.K)} \times \Delta T \text{ (K)} \\
 &= m \times C_p \times (T \text{ masuk aliran } <35> - T_{ref}) \\
 &= 21.429,2308 \times 0,2409 \times (303.15 - 298.15) \\
 &= 25.814,7927 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi Udara Keluar Aliran <35> :

$$\begin{aligned}
 C_p &= 0.245 \text{ kkal/kg.K} \\
 \Delta H &= m \text{ (kg/jam)} \times C_p \text{ (kkal/kg.K)} \times \Delta T \text{ (K)} \\
 &= m \times C_p \times (T \text{ keluar aliran } <35> - T_{ref}) \\
 &= 21.429,2308 \times 0,245 \times (393.15 - 298.15) \\
 &= 498.694,4394 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Perhitungan  $\Delta H$  aliran udara masuk

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	$\Delta T$ (K)	H (kkal/jam)
Aliran <11>				
NaCl	0,0000	0,2064	5,0000	0,0000
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,1724	5,0000	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,1628	5,0000	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,1937	5,0000	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0744	5,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,1619	5,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,1057	5,0000	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,1032	5,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	402,8136	0,4656	5,0000	937,8289
Udara	21.429,2308	0,2409	5.0000	25.814,7927

<b>Total</b>	21.832,0444			26.752,6215
--------------	-------------	--	--	-------------

Berdasarkan data di atas didapatkan :

$$\begin{aligned}\Delta H_{in} &= 26.752,6215 \text{ kkal/jam} \\ &= 111.932,9685 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Perhitungan  $\Delta H$  aliran udara keluar

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	$\Delta T$ (K)	H (kkal/jam)
Aliran <12>				
NaCl	0,0000	0,2129	95,0000	0,0000
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,1920	95,0000	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,1659	95,0000	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,1973	95,0000	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0870	95,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,1664	95,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,1084	95,0000	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,1255	95,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	402,8136	0,4710	95,0000	18.025,7984
Udara	21.429,2308	0,2450	95,0000	498.694,4394
<b>Total</b>	21.832,0444			516.720,2378

Berdasarkan data di atas didapatkan :

$$\begin{aligned}\Delta H_{out} &= 516.720,2378 \text{ kkal/jam} \\ &= 2.161.957,4750 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Mencari Kebutuhan Steam

$$\begin{aligned}\Delta H_{in} + Q_{\text{steam}} &= \Delta H_{out} \\ Q_{\text{steam}} &= \Delta H_{out} - \Delta H_{in} \\ &= (2.161.957,4750 - 111.932,9685) \text{ kJ/jam} \\ \text{Kebutuhan Steam} &= 2.050.024,5065 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

"Oleh karena itu, heater ini membutuhkan fluida panas yang berfungsi sebagai pemanas berupa saturated steam, yang mana berdasarkan Geankoplis 3 th Ed. table A-2.9 page 85, steam tersebut memiliki data sebagai berikut."

$$\begin{aligned}\text{Suhu steam} &= 130 \\ \text{Tekanan steam} &= 270,1 \text{ kPa} = 2,67 \text{ atm} \\ H_v &= 2.720,5 \text{ kJ/kg} \\ H_L &= 546,31 \text{ kJ/kg} \\ \text{Sehingga, didapat kan :} \\ \lambda_{\text{steam}} &= H_v - H_L \\ &= 2.720,5 \text{ kJ/kg} - 546,31 \text{ kJ/kg} \\ &= 2.174,18 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}m_{\text{steam}} &= \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda_{\text{steam}}} \\ &= \frac{2.050.024,5065 \text{ kJ/jam}}{2.174,18 \text{ kJ/kg}}\end{aligned}$$

$$= \frac{2.174,18 \text{ kJ/kg}}{942,8955 \text{ kg/jam}}$$

Perhitungan Panas Aliran Steam masuk :

$$\begin{aligned} \Delta H_s \text{ in} &= m \text{ steam (kg/jam)} \times H_v \text{ (kJ/kg)} \\ &= 942,8955 \times 2.720,5 \\ &= 2.565.137,7391 \text{ kJ/jam} \\ &= 613.083,3105 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan Panas Aliran Steam Keluar :

$$\begin{aligned} \Delta H_s \text{ out} &= m \text{ steam (kg/jam)} \times H_L \text{ (kJ/kg)} \\ &= 942,8955 \times 546,31 \\ &= 515.113,2326 \text{ kJ/jam} \\ &= 123.115,1533 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Neraca Energi Heater (E-313) :

$$\Delta H \text{ in} + \Delta H_s \text{ in} = \Delta H \text{ out} + \Delta H_s \text{ out}$$

(Geankoplis, 2003)

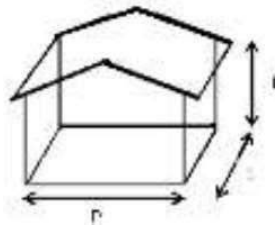
Neraca Energi Sistem Heater

<b>Aliran Masuk</b>		<b>Aliran Keluar</b>	
<b>Aliran</b>	<b>H (kkal/jam)</b>	<b>Aliran</b>	<b>H (kkal/jam)</b>
Udara masuk <11>	26,752.6511	Udara keluar <12>	516,720.8083
Steam Masuk	613,083.3105	Steam Keluar <47>	123,115.1533
<b>Total</b>	<b>639.835,9615</b>	<b>Total</b>	<b>639.835,9615</b>

## LAMPIRAN B PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

### 1. Gudang Bahan Baku (F-111)

- Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku garam rakyat sebagai persediaan produksi garam industri.
- Tipe : *Housing*.
- Bentuk Bangunan : Fondasi berbentuk persegi panjang dengan atap tertutup.
- Bahan Konstruksi : Beton bertulang.
- Jumlah : 1 unit
- Waktu tinggal maks : 2 minggu = 14 hari = 336 jam
- Bahan baku : 7745,938 kg/jam
- Bahan baku tinggal : 2602635,306 kg = 2602,635 ton



**Gambar B.1** Skema Gudang Bahan Baku

**Tabel B.1** Spesifikasi Garam Rakyat

Komponen	Frsaksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,8995	6.967,5284	2.170	3,2108
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301	2.960	0,0208
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951	2.150	0,0260
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401	2.325	0,0522
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161	2.344,6	0,0113
KCl	0,0131	101,3079	1.988	0,0510
KBr	0,0031	24,1501	2.750	0,0088
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086	3.890	0,0002
H <sub>2</sub> O	0,0500	386,9621	995,68	0,3886
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.745,938</b>		<b>3,77</b>

- Toperasi = 30°C
- Poperasi = 1 atm
- Volume bahan baku = Volume *feed* x Waktu tinggal  
 = 3,77 m<sup>3</sup>/jam x 336 jam  
 = 1266,619 m<sup>3</sup>
- Safety Factor* = 20% (Rovanessa, 2013)
- Volume bahan baku = 80% x Volume gudang
- Volume gudang = Volume bahan baku



$$\begin{aligned}
 &= \frac{80\%}{80\%} \\
 &= \frac{1266,619 \text{ m}^3}{80\%} \\
 &= 1583,274 \text{ m}^3 \\
 &= 55913,306 \text{ ft}^3 \\
 \text{Tinggi gudang} &= 8 \text{ m (Asumsi)} \\
 &= 26,248 \text{ ft} \\
 \text{Luas kebutuhan gudang} &= \frac{\text{Volume gudang}}{\text{Tinggi gudang}} \\
 &= \frac{1583,274 \text{ m}^3}{8 \text{ m}} \\
 &= 197,909 \text{ m}^2 \\
 \text{Rasio panjang : lebar} &= 1 : 1 \text{ (Asumsi)} \\
 \text{Dengan demikian, didapatkan ukuran gudang sebesar :} \\
 \text{Panjang gudang} &= 14,068 \text{ m} \\
 &= 46,157 \text{ ft} \\
 \text{Lebar gudang} &= 14,068 \text{ m} \\
 &= 553,858 \text{ in} \\
 \text{Tinggi gudang} &= 8 \text{ m} \\
 &= 26,248 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.2** Spesifikasi Gudang Bahan Baku (F-111)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Gudang Bahan Baku (F-111)
Fungsi	Untuk menyimpan bahan baku garam rakyat sebagai persediaan produksi garam industri
Tipe	Housing
Bentuk Bangunan	Pondasi Berbentuk Persegi panjang dengan atap tertutup
Bahan Konstruksi	Beton Bertulang
Kapasitas Gudang (ton)	2.602,635
Volume Gudang (ft <sup>3</sup> )	55913,306
Tinggi Gudang (ft)	26,248
Panjang Gudang (ft)	46,157
Lebar Gudang (in)	553,858
Jumlah (unit)	1

## 2. Belt Conveyor I (J-112)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat dari gudang bahan baku menuju *Bucket Elevator I*

*Feed* : 7,746 ton/jam

Tipe : *Troughed Belt*

Ditetapkan untuk panjang *belt*

Panjang *belt* = 50 m (Asumsi)

Dari Tabel 21-7, Perry's 7th edition

*Feed* = 29 ton/jam  
*Lebar belt* = 0,7 m  
*Kecepatan belt* = 6400,8 m/jam  
*Power motor* = 0,44 hp/30,48 m  
*Power Tripper* = 2 hp



**Gambar B.2** Skema *Belt Conveyor* I

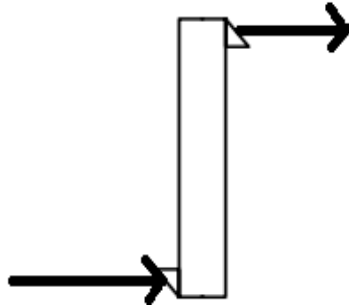
Perhitungan  
*Kecepatan belt* =  $\frac{\text{Feed belt conveyor} \times \text{kecepatan belt teoritis}}{\text{Feed belt teoritis}}$   
 =  $\frac{7,746 \text{ ton/jam} \times 6400,8 \text{ m/jam}}{29 \text{ ton/jam}}$   
 = 1709,662 m/jam  
*Power horizontal* = Panjang *belt* x  $\frac{\text{Power motor}}{30,48 \text{ m}}$   
 = 50 m x  $\frac{0,44 \text{ hp}}{30,48 \text{ m}}$   
 = 0,722 hp  
*Power total* = *Power Horizontal* + *Power Tripper*  
 = 0,722 + 2  
 = 2,722 hp  
 Efisiensi alat = 80% (Asumsi)  
*Power Operasi* =  $\frac{\text{power total}}{\text{Efisiensi Alat}}$   
 =  $\frac{2,722 \text{ hp}}{80\%}$   
 = 3,402 hp  
 ≈ 4 hp

**Tabel B.3** Spesifikasi *Belt Conveyor* I (J-112)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Belt Conveyor (J-112)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat dari gudang bahan baku menuju bucket elevator I
Tipe	Troughed Belt
<i>Feed</i> (ton/jam)	7,746
Bahan Konstruksi	Rubber
Jumlah (unit)	1
Panjang Belt (m)	50
Lebar Belt (m)	0,7
Kecepatan Belt (m/jam)	1.709,662
Power Operasi (hp)	4

### 3. *Bucket Elevator I (J-113)*

Fungsi	: Sebagai alat transportasi garam rakyat dari <i>belt conveyor</i> menuju <i>roll crusher I</i>
<i>Feed</i>	: 7,746 ton/jam
Tipe	: <i>Continuous Bucket on Chain</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>



**Gambar B.3** Skema *Bucket Elevator I*

Ditetapkan untuk tinggi *bucket*

Tinggi *bucket* : 8 m

Dari Perry's 7th ed (1997) Tabel 21-9 diperoleh :

*Feed* : 31,7 ton/jam

*Size of Bucket* : 203 x 140 x 197 ton pada 2743,2 m/jam

*Size of lumps handled* : 0,0254 m

Kecepatan *bucket* : 2743,2 m/jam

rpm pada *head shaft* : 28 rpm

*Power head shaft* : 1,8 hp

*Bucket Spacing* : 0,2032 m

Perhitungan

Kecepatan *bucket* =  $\frac{\text{Feed bucket}}{\text{Feed bucket teoritis}}$  x kecepatan *bucket* teoritis

$$= \frac{7,746 \text{ ton/jam}}{31,7 \text{ ton/jam}} \times 2743,2 \text{ m/jam}$$

$$= 670,301 \text{ m/jam}$$

Rotasi *head shaft* =  $\frac{\text{Feed bucket}}{\text{Feed bucket teoritis}}$  x Rotasi *head shaft* teoritis

$$= \frac{7,746 \text{ ton/jam}}{31,7 \text{ ton/jam}} \times 28 \text{ rpm}$$

$$= 6,842 \text{ rpm}$$

*Power head shaft* =  $\frac{\text{Feed bucket}}{\text{Feed bucket teoritis}}$  x *Power head shaft* teoritis

$$= \frac{7,746 \text{ ton/jam}}{31,7 \text{ ton/jam}} \times 1,8 \text{ hp}$$

$$= 0,44 \text{ hp}$$

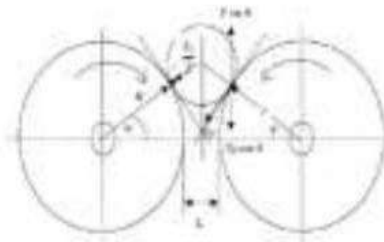
$$\approx 1 \text{ hp}$$

**Tabel B.4** Spesifikasi *Bucket Elevator I* (J-112)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Bucket Elevator I (J-113)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat dari belt conveyor I menuju roll crusher I
Tipe	Continuous Bucket on Chain
Kapasitas (ton)	7,746
Bahan	Carbon Steel
Tinggi Bucket (m)	8
Size of lumps handle (m)	0,0254
Kecepatan Bucket (m/jam)	670,301
Head Shaft (rpm)	6,842
Power Head Shaft (hp)	1
Bucket Spacing (m)	0,2032

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

- Fungsi : Mengecilkan ukuran partikel garam rakyat menjadi 4 mm untuk mengoptimalkan proses *washing*.
- Tipe : *Double roll crusher*.
- Bahan konstruksi : *High alloy steel*.
- Jumlah : 1 unit



**Gambar B.4** Skema *Roll Crusher I* (Egbe fig.1 page 512)

- Feed* = *Feed* aliran <2> + *Feed* aliran <5>  
 = 7,746 ton/jam + 0,408 ton/jam  
 = 8,154 ton/jam
- Over Design Factor* = 10% (Walas table 1.4 page 7)
- Massa desain =  $\frac{1}{1 - \text{Over Design Factor}}$  x *Feed* total  
 =  $\frac{1}{1 - 10\%}$  x 8,154 ton/jam  
 = 9,06 ton/jam
- Volume *feed* total = volume *feed* aliran <2> + volume *feed* aliran <5>  
 = 3,77 m<sup>3</sup>/jam + 0,1984 m<sup>3</sup>/jam  
 = 3,968 m<sup>3</sup>/jam
- Volume desain =  $\frac{1}{1 - \text{Over Design Factor}}$  x Volume *feed* total  
 =  $\frac{1}{1 - 10\%}$  x 3,968 m<sup>3</sup>/jam

$$\begin{aligned}
 &= 4,409 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Bulk Density (p)} &= \frac{\text{Massa desain}}{\text{Volume desain}} \\
 &= \frac{9,06 \text{ ton/jam}}{3,968 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
 &= 2,055 \text{ ton/m}^3 \\
 \text{Efficiency} &= 75\% \text{ (Egbe page 512)} \\
 \text{Teoritical input capacity} &= \frac{\text{feed}}{\text{Efficiency}} \\
 \text{(m atau Q)} &= \frac{8,154 \text{ ton/jam}}{75\%} \\
 &= 10,871 \text{ ton/jam} \\
 \text{Friction coefficient (}\mu\text{)} &= 0,2 \text{ (Barry A. Wills page 135)} \\
 F \times \sin \theta &= \mu \times F \times \cos \theta \text{ (Egbe page 512)} \\
 \sin \theta &= \mu \times \cos \theta \\
 \theta &= 12,567^\circ \\
 \text{Max. Feed diameter (x}_1\text{)} &= 10 \text{ mm (Asumsi)} \\
 &= 0,01 \text{ m} \\
 \text{Roll distance (L)} &= 5 \text{ mm (Asumsi)} \\
 &= 0,005 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan *rolls radius* (R) berdasarkan Egbe eq. 2 page 512 :

$$\cos \theta = \frac{R + L/2}{R + x_1/2}$$

$$\cos (12,567^\circ) = \frac{R + 0,005/2}{R + 0,01/2}$$

$$\begin{aligned} \text{Rolls radius (R)} &= 99,357 \text{ mm} \\ &= 0,0994 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rolls diameter (D)} &= 198,71 \text{ mm} \\ &= 0,1988 \text{ m} \\ &= 7,823 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Crusher width (W)} = 1 \text{ m (Egbe page 512)}$$

Perhitungan *rotation speed* (N) berdasarkan Egbe page 513 :

$$\begin{aligned} \text{Rotation Speed (N)} &= \frac{Q(\text{ton/jam})}{60 \times \pi \times D(\text{m}) \times W(\text{m}) \times L(\text{m}) \times p(\text{ton/m}^3)} \\ &= \frac{10,871}{60 \times \pi \times 0,1988 \times 1 \times 0,005 \times 2,055} \\ &= 28,252 \text{ rpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter output (x}_2\text{)} &= 4 \text{ mm} \\ &= 0,004 \text{ m} \end{aligned}$$

Perhitungan *reduction ratio* (Rd) berdasarkan Egbe page 513 :

$$\begin{aligned} \text{Reduction Ratio (Rd)} &= \frac{x_1}{x_2} \\ &= \frac{0,01 \text{ m}}{0,004 \text{ m}} \end{aligned}$$

$$= 2,5 \text{ (memenuhi)}$$

Karena, berdasarkan *Egbe page 513* :

$$\text{Max. reduction ratio} = 5 : 1$$

$$\text{Work Index (Wi)} = 8,78 \text{ kWh/ton (McCabe table 29.1 page 964)}$$

Perhitungan power (W) to grind the material berdasarkan McCabe eq. (29.10) page 964 :

$$\begin{aligned} \text{Power (W)} &= \text{in } \left(\frac{\text{ton}}{\text{hr}}\right) \cdot 0,3162 \cdot \text{Wi} \left(\frac{1}{\text{---}} - \frac{1}{\text{---}}\right) \\ &= 10,872 \times 0,3162 \times 8,78 \times (1/(4)^{1/2} - 1/(10)^{1/2}) \\ &= 5,547 \text{ kW} \\ &= 7,438 \text{ hp} \\ &\approx 8 \text{ hp} \end{aligned}$$

**Tabel B.5** Spesifikasi *Roll Crusher I (C-110)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Roll Crusher I (C-110)
Fungsi	Mengecilkan ukuran partikel garam rakyat menjadi 4 mm untuk mengoptimalkan proses washing.
Tipe	Double roll crusher
<i>Teoritical input capacity</i> (ton/jam)	10,871
Bahan Konstruksi	High Alloy Steel
Diameter <i>Roll</i> (m)	0,1988
Kecepatan rotasi (rpm)	28,252
Ukuran Feed (mm)	10
Ukuran Produk (mm)	4
Reduction Ratio	2,5
Power (hp)	8
Jumlah (unit)	1

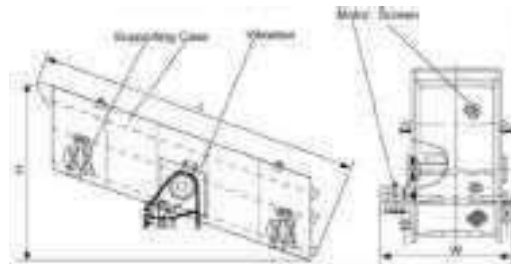
### 5. Screener I (H-113)

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

Tipe : *High speed vibrating screen.*

Bahan konstruksi : *Carbon steel.*

Jumlah : 1 unit



**Gambar B.5** Skema *Screener I* ([www.perrymining.com](http://www.perrymining.com))

Berdasarkan *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7 th Ed. table 19-6 page 19-20*, diperoleh data untuk menyaring garam ukuran 5 mesh sebagai berikut.

<i>Tyler equivalent designation</i>	= 5 mesh
<i>Sieve opening (a)</i>	= 4 mm = 0,004 m = 0,1575 in
<i>Wire Diameter (d)</i>	= 1,37 mm = 0,00137 m
<i>Sieve Designation</i>	= 4 mm

Perhitungan luas *screen (A)* berdasarkan *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7 th Ed. Eq. (19-7) page 19-23* :

$$\text{Luas screen (A)} = \frac{0,4 \times Ct}{Cu \times Foa \times Fs}$$

Dimana

<i>Flowrate (Ct)</i>	= 8,154 ton/jam
<i>Unit Capacity (Cu)</i>	= 0,9 ton/h/ft <sup>2</sup>
<i>Open Area Factor (Foa)</i>	= 100 x a <sup>2</sup> x m <sup>2</sup> = 100 x a <sup>2</sup> x (1/(axd) <sup>2</sup> ) = 100 x 4 <sup>2</sup> x (1/(4+1,37) <sup>2</sup> ) = 55,4845

*Shotted Area Factor (Fs)* = 0,5 (*Perry's 7th Ed. table 19-7 page 19-22*)

Maka, didapatkan

$$\begin{aligned} \text{Luas Screen (A)} &= \frac{0,4 \times Ct}{Cu \times Foa \times Fs} \\ &= \frac{0,4 \times 8,154}{0,0836 \times 55,4845 \times 0,5} \\ &= 1,406 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dimensi Screen :

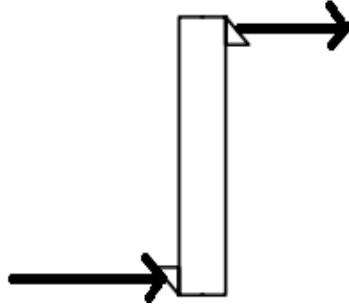
Rasio panjang : lebar	= 2 : 1 (Asumsi)
Dengan demikian, didapatkan ukuran screen sebesar :	
Panjang	= 1,677 m
Lebar	= 0,838 m

**Tabel B.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 4 mm.
Tipe	High Speed vibrating screen
<i>Feed</i> (ton/jam)	8,154
Bahan Konstruksi	Carbon Steel
Luas Screen (m <sup>2</sup> )	1,406
Jumlah (Unit)	1

## 6. Bucket Elevator II (J-114)

Fungsi	: Sebagai alat transportasi garam rakyat yang oversize (lebih dari 4 mm) dari screener I kembali ke roll crusher I
Feed	: 5% x 8,154 ton/jam : 0,408 ton/jam
Tipe	: <i>Continuous Bucket on Chain</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>



**Gambar B.6** Skema *Bucket Elevator II*

Ditetapkan untuk tinggi *bucket*

Tinggi *bucket* : 8 m

Dari Perry's 7th ed (1997) Tabel 21-9 diperoleh :

*Feed* : 31,7 ton/jam

*Size of Bucket* : 203 x 140 x 197 ton pada 2743,2 m/jam

*Size of lumps handled* : 0,0254 m

Kecepatan *bucket* : 2743,2 m/jam

rpm pada *head shaft* : 28 rpm

*Power head shaft* : 1,8 hp

*Bucket Spacing* : 0,2032 m

Perhitungan

Kecepatan *bucket* =  $\frac{\text{Feed bucket}}{\text{Feed bucket teoritis}}$  x kecepatan *bucket* teoritis

$$= \frac{0,408 \text{ ton/jam}}{31,7 \text{ ton/jam}} \times 2743,2 \text{ m/jam}$$

$$= 35,279 \text{ m/jam}$$

Rotasi *head shaft* =  $\frac{\text{Feed bucket}}{\text{Feed bucket teoritis}}$  x Rotasi *head shaft* teoritis

$$= \frac{0,408 \text{ ton/jam}}{31,7 \text{ ton/jam}} \times 28 \text{ rpm}$$

$$= 0,36 \text{ rpm}$$

Power *head shaft* =  $\frac{\text{Feed bucket}}{\text{Feed bucket teoritis}}$  x Power *head shaft* teoritis

$$= \frac{0,408 \text{ ton/jam}}{31,7 \text{ ton/jam}} \times 1,8 \text{ hp}$$

$$= 0,023 \text{ hp}$$

$$\approx 1 \text{ hp}$$



**Tabel B.7** Spesifikasi *Bucket Elevator II* (J-114)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Bucket Elevator II</i> (J-114)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat yang oversize (lebih dari 4 mm) dari screener I kembali ke roll crusher I
Tipe	Continuous Bucket on Chain
Kapasitas (ton/jam)	0,4077
Bahan	Carbon Steel
Tinggi Bucket (m)	8
Size of lumps handle (m)	0,0254
Kecepatan Bucket (m/jam)	35,279
Head Shaft (rpm)	0,360
Power Head Shaft (hp)	1
Bucket Spacing (m)	0,2032
Jumlah (Unit)	1

**7. Belt Conveyor II (J-211)**

Fungsi : Mengangkut garam rakyat dari *screener I* menuju *bucket elevator III*

*Feed* : 7,746 ton/jam

Tipe : *Troughed Belt*

Ditetapkan untuk panjang *belt*

Panjang *belt* = 50 m (Asumsi)

Dari Tabel 21-7, Perry's 7th edition

*Feed* = 29 ton/jam

Lebar *belt* = 0,7 m

Kecepatan *belt* = 6400,8 m/jam

*Power motor* = 0,44 hp/30,48 m

*Power Tripper* = 2 hp



**Gambar B.7** Skema *Belt Conveyor I*

Perhitungan

Kecepatan *belt* =  $\frac{\text{Feed belt conveyor} \times \text{kecepatan belt teoritis}}{\text{Feed belt teoritis}}$

$$= \frac{7,746 \text{ ton/jam} \times 6400,8 \text{ m/jam}}{29 \text{ ton/jam}}$$

$$= 1709,662 \text{ m/jam}$$

*Power horizontal* = Panjang *belt* x  $\frac{\text{Power motor}}{30,48 \text{ m}}$

$$= 50 \text{ m} \times \frac{0,44 \text{ hp}}{30,48 \text{ m}}$$

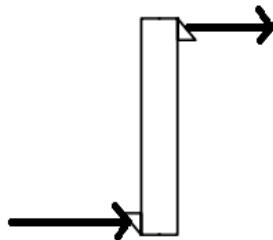
$$\begin{aligned}
 &= 0,722 \text{ hp} \\
 \text{Power total} &= \text{Power Horizontal} + \text{Power Tripper} \\
 &= 0,722 + 2 \\
 &= 2,722 \text{ hp} \\
 \text{Efisiensi alat} &= 80\% \text{ (Asumsi)} \\
 \text{Power Operasi} &= \frac{\text{power total}}{\text{Efisiensi Alat}} \\
 &= \frac{2,722 \text{ hp}}{80\%} \\
 &= 3,402 \text{ hp} \\
 &\approx 4 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.8** Spesifikasi *Belt Conveyor II* (J-211)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Belt Conveyor II (J-211)
Fungsi	Mengangkut garam rakyat dari screener I menuju bucket elevator III
Tipe	Troughed Belt
Kapasitas (ton/jam)	7,746
Bahan Konstruksi	Rubber
Jumlah (unit)	1
Panjang Belt (m)	50
Lebar Belt (m)	0,7
Kecepatan Belt (m/jam)	1709,654
Power Operasi (hp)	4
Jumlah (unit)	1

### 8. *Bucket Elevator III* (J-212)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat dari *belt conveyor II* menuju *silo I*  
 Feed : 7,746 ton/jam  
 Tipe : *Continuous Bucket on Chain*  
 Bahan : *Carbon Steel*



**Gambar B.8** Skema *Bucket Elevator II*

Ditetapkan untuk tinggi *bucket*

Tinggi *bucket* : 15 m

Dari Perry's 7th ed (1997) Tabel 21-9 diperoleh :

*Feed* : 31,7 ton/jam

*Size of Bucket* : 203 x 140 x 197 ton pada 2743,2 m/jam

*Size of lumps handled* : 0,0254 m

Kecepatan *bucket* : 2743,2 m/jam

rpm pada *head shaft* : 28 rpm

*Power head shaft* : 3,4 hp

*Bucket Spacing* : 0,2032 m

Perhitungan

Kecepatan *bucket* =  $\frac{\text{Feed bucket}}{\text{Feed bucket teoritis}}$  x kecepatan *bucket* teoritis

$$= \frac{7,746 \text{ ton/jam}}{31,7 \text{ ton/jam}} \times 2743,2 \text{ m/jam}$$

$$= 670,301 \text{ m/jam}$$

Rotasi *head shaft* =  $\frac{\text{Feed bucket}}{\text{Feed bucket teoritis}}$  x Rotasi *head shaft* teoritis

$$= \frac{7,746 \text{ ton/jam}}{31,7 \text{ ton/jam}} \times 28 \text{ rpm}$$

$$= 6,842 \text{ rpm}$$

Power *head shaft* =  $\frac{\text{Feed bucket}}{\text{Feed bucket teoritis}}$  x Power *head shaft* teoritis

$$= \frac{7,746 \text{ ton/jam}}{31,7 \text{ ton/jam}} \times 1,8 \text{ hp}$$

$$= 0,831 \text{ hp}$$

$$\approx 1 \text{ hp}$$

**Tabel B.9** Spesifikasi *Bucket Elevator III (J-212)*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	<i>Bucket Elevator III (J-212)</i>
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat dari <i>belt conveyor II</i> menuju silo I
Tipe	Continuous Bucket on Chain
<i>Feed</i> (ton/jam)	7,746
Bahan	Carbon Steel
Tinggi Bucket (m)	15
Size of lumps handle (m)	0,0254
Kecepatan Bucket (m/jam)	670,301
Head Shaft (rpm)	6,842
Power Head Shaft (hp)	1
Bucket Spacing (m)	0,2032
Jumlah (unit)	1

### 9. Silo I (F-213)

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	: SA-240 Grade M Type 316.
Jumlah	: 1 unit



**Gambar B.9** Skema *Silo I*

Toperasi	= 30°C
Poperasi	= 1 atm
<i>Hold up time</i>	= 1 jam (asumsi)
<i>Feed</i>	= 7745,938 kg/jam = 7,746 ton/jam
<i>Feed tinggal</i>	= <i>Feed</i> x <i>Hold up time</i> = 7745,938 kg/jam x 1 jam = 7745,938 kg = 7,746 ton/jam
<i>Volume feed</i>	= 3,77 m <sup>3</sup> /jam
<i>Volume feed tinggal</i>	= <i>Volume feed</i> x <i>Hold up time</i> = 3,77 m <sup>3</sup> /jam x 1 jam = 3,77 m <sup>3</sup>
<i>Safety Factor</i>	= 20% (Rovanessa, 2013)
Sehingga, <i>Volume Silo</i>	= $\frac{\text{Volume feed tinggal}}{80\%}$ = $\frac{3,77 \text{ m}^3}{80\%}$ = 4,712 m <sup>3</sup> = 166,4072 ft <sup>3</sup>

Perhitungan diameter & tinggi tangki :

$$V_{\text{silinder}} = 1/4 \times \pi \times \text{ID}^2 \times L_s$$

Dimana,

$$\text{Tinggi silinder (Ls)} = 1,5 \times \text{ID}$$

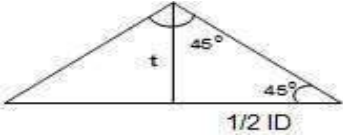
Maka didapatkan,

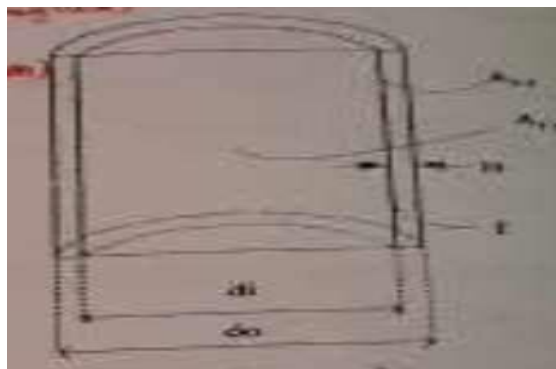
$$V_{\text{silinder}} = 1,1781 \times \text{ID}^3$$

Untuk  $V_{\text{tutup bawah}}$  digunakan tutup bawah berbentuk *conical* dengan sudut 90° maka,

$$\alpha = 90^\circ$$

$$t = 1/2 \times \text{ID} \times \tan (1/2 \alpha)$$

$V_{\text{tutup bawah}}$	$= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(45^\circ)$ $= V_{\text{conical}}$ $= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times t$ $= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times \frac{1}{2} \times ID \times \tan(45^\circ)$ $= \frac{\pi}{24} \times ID^3 \times \tan(45^\circ)$ $= 0,1309 \times ID^3$	
$V_{\text{tutup atas}}$	$= 0,0847 \times ID^3$	
$V_{\text{tutup}}$	$= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{tutup atas}}$ $= 0,1309 \times ID^3 + 0,0847 \times ID^3$ $= 0,2156 \times ID^3$	
$V_{\text{silo}}$	$= V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup}}$	
$4,712 \text{ m}^3$	$= 1,1781 \times ID^3 + 0,2156 \times ID^3$ $= 1,3937 \times ID^3$	
$ID^3$	$= 3,381 \text{ m}^3$	
$ID$	$= 1,5009 \text{ m}$ $= 59,0902 \text{ in}$	
$r_i$	$= 0,7514 \text{ m}$ $= 29,5451 \text{ in}$	
Tinggi silinder ( $L_s$ )	$= 2,2513 \text{ m}$ $= 7,3863 \text{ ft}$	
Tinggi <i>conical</i> ( $h_b$ )	$= 0,7504 \text{ m}$ $= 2,4621 \text{ ft}$	
Tinggi tutup atas ( $h_a$ )	$= 0,169 \times ID$ $= 0,169 \times 1,5009 \text{ m}$ $= 0,2537 \text{ m}$ $= 0,8322 \text{ ft}$	
Tinggi tangki	$= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi conical} + \text{Tinggi tutup atas}$ $= 2,2513 \text{ m} + 0,7504 \text{ m} + 0,2537 \text{ m}$ $= 3,2554 \text{ m}$ $= 10,6806 \text{ ft}$	



Material	$= SA-240 \text{ Grade M Type 316.}$
$f$	$= 18750 \text{ psi}$
$E$	$= 0,8$
$C$	$= 0,125 \text{ in}$

**Perhitungan tekanan desain :**

$$\begin{aligned}
P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\
&= 14,5038 \text{ psia} \\
P_{\text{beban}} &= \frac{F}{A} \\
\text{Dimana,} \\
F &= \text{feed tinggal} \times \text{percepatan gravitasi} \\
&= 7745,938 \text{ kg} \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\
&= 75910 \text{ kg.m/s}^2 \\
&= 75910 \text{ N} \\
A &= \pi \times r^2 + \pi \times r \times s \\
&= \pi \times r^2 + \pi \times r \times \frac{r}{\sin(45^\circ)} \\
&= \pi \times 7504^2 + \pi \times 7504 \times \frac{0,7504}{\sin(45^\circ)} \\
&= 4,2713 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Maka didapatkan,} \\
P_{\text{beban}} &= \frac{75910 \text{ N}}{4,2713 \text{ m}^2} \\
&= 17771,9734 \text{ N/m}^2 \\
&= 2,5776 \text{ psia} \\
P_{\text{total}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{beban}} \\
&= (14,5038 + 2,5776) \text{ psia} \\
&= 17,081 \text{ psia} \\
&= 2,3814 \text{ psig}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Over design factor} &= 10\% \text{ (Walas table 1.4 page 7)} \\
P_{\text{design}} &= \frac{1}{1 - \text{Over Design Factor}} \times P_{\text{total}} \\
&= \frac{1}{1 - 10\%} \times 2,3814 \text{ psig} \\
&= 2,6196 \text{ psig} \\
&= 2,6196 \text{ lb/in}^2
\end{aligned}$$

Perhitungan tebal tangki :

$$\begin{aligned}
\text{Perhitungan tebal silinder (t}_s\text{) berdasarkan Brownell eq.13.1 page 254 :} \\
t_s &= \frac{P(\text{lb/in}^2) \times r_i \text{ (in)}}{f(\text{psi}) \times E - 0,6 \times P(\text{lb/in}^2)} + C \text{ (in)} \\
&= \frac{2,6196 \times 29,5451}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 2,6196} + 0,125 \\
&= 0,1302 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Jika nilai t}_s\text{ distandarisasi berdasarkan Brownell table 5.7 page 90, maka :} \\
t_s &= 0,1875 \text{ in} \\
&= 3/16 \text{ in}
\end{aligned}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

$$\begin{aligned}
\text{Perhitungan OD :} \\
\text{OD} &= \text{ID (in)} + 2 \times t_s(\text{in}) \\
&= 59,0902 + 2 \times 0,1875
\end{aligned}$$

$$= 59,4652 \text{ in}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan Brownell table 5.7 page 90, maka :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 60 \text{ in} \\ \text{icr} &= 3,63 \text{ in} \\ r &= 60 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD (in)} - 2 \times t_s(\text{in}) \\ &= 60 - 2 \times 0,1875 \\ &= 59,625 \text{ in} \\ \text{Ls} &= 89,4375 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup tangki :

Perhitungan tebal tutup bawah ( $t_{hb}$ ) berdasarkan Brownell eq. (6.154) :

$$t_{hb} = \frac{P \times D_e}{2 \times \cos(1/2 \alpha) \times (f \times E - 0,6 \times P)} + C$$

Dimana :

$$\begin{aligned} P &= 2,6196 \text{ lb/in}^2 \\ D_e &= \text{ID} \\ &= 59,625 \text{ in} \\ \alpha &= 90^\circ \\ 1/2 \alpha &= 45^\circ \\ \text{Cos}(1/2 \alpha) &= 0,707 \\ f &= 18750 \text{ psi} \\ E &= 0,8 \\ C &= 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan nilai  $t_{hb}$  adalah :

$$t_{hb} = 0,1324 \text{ in}$$

Perhitungan tebal tutup atas ( $t_{ha}$ ) berdasarkan Kusnarjo eq.2-30 page 19 :

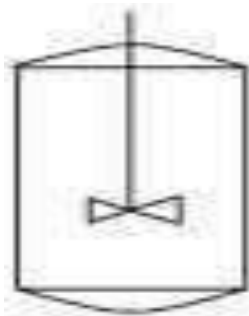
$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,885 \times P(\text{lb/in}^2) \times r(\text{in}) + C}{f(\text{psi}) \times E - 0,1 \times P(\text{lb/in}^2)} \\ &= \frac{0,885 \times 2,6196 \times 60}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 2,6196} + C \\ &= 0,1343 \text{ in} \\ &\approx 0,25 \text{ in} \end{aligned}$$

**Tabel B.10** Spesifikasi *Silo I* (J-213)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Silo I</i> (F-213)
Fungsi	Sebagai tempat penampungan sementara garam rakyat sebelum masuk ke Mixer Tank I.
Tipe	Silinder dengan tutup atas standard dished head dan tutup bawah conical .
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316</i> .
Kapasitas (ton)	7,746
Volume silo (ft <sup>3</sup> )	166,407
Conical Angle	90
Diameter Dalam (in)	60
Tinggi Silinder (ft)	7,386
Tebal silinder (in)	0,1875
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,750
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Tinggi Tutup Atas (ft)	0,832
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Jumlah (unit)	1

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

- Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara garam rakyat dengan *brine* (proses pencucian I).
- Tipe : Silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dished head*.
- Bahan Konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316*.
- Jumlah : 1 unit.



**Gambar B.10** Skema *Mixer Tank I*



**Tabel B.11** Gambar Data Solubility tiap komponen pada suhu 30°C (perry 8th ed, 2008)

Komponen	Solubility (kg/kg H <sub>2</sub> O)
NaCl	0,3609
CaSO <sub>4</sub>	0,00264
CaCl <sub>2</sub>	1,02
MgCl <sub>2</sub>	0,56
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,077
KCl	0,372
KBr	0,707
KIO <sub>3</sub>	0,103

**Tabel B.12** Spesifikasi *Feed* Garam Rakyat Aliran <8>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,8995	6.967,5284	2.170	3,2108
CaSO <sub>4</sub>	0,0080	61,6301	2.960	0,0208
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	55,8951	2.150	0,0260
MgCl <sub>2</sub>	0,0157	121,3401	2.325	0,0522
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0034	26,5161	2.344,6	0,0113
KCl	0,0131	101,3079	1.988	0,0510
KBr	0,0031	24,1501	2.750	0,0088
KIO <sub>3</sub>	0,0001	0,6086	3.890	0,0002
H <sub>2</sub> O	0,0500	386,9621	995,68	0,3886
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.745,9384</b>		<b>3,7697</b>

*Feed* garam = 7745,9384 kg/jam

*Feed* H<sub>2</sub>O = 386,9621 kg/jam

*Feed* Solid = *Feed* garam - *Feed* H<sub>2</sub>O

= (7745,9384 - 386,9621) kg/jam

= 7358,9763 kg/jam

Volume *feed* garam = 3,7696 m<sup>3</sup>/jam

Volume *feed* H<sub>2</sub>O = 0,3886 m<sup>3</sup>/jam

Volume *feed* solid = Volume *feed* garam - Volume *feed* H<sub>2</sub>O

= (3,7696 - 0,3886) m<sup>3</sup>/jam

= 3,3811 m<sup>3</sup>

**Tabel B.13** Spesifikasi *Feed Brine* Aliran <22>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,2646	3.334,6833	2.170	1,5367
CaSO <sub>4</sub>	0,0005	6,2525	2.960	0,0021
CaCl <sub>2</sub>	0,0011	14,2419	2.150	0,0066

MgCl <sub>2</sub>	0,0007	8,6841	2.325	0,0037
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,7331	9.238,8717	995,68	9,2790
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.602,7335</b>		<b>10,8281</b>

*Feed brine* = 12602,7335 kg/jam  
*Feed H<sub>2</sub>O* = 9238,8717 kg/jam  
*Feed Solid* = *Feed brine* - *Feed H<sub>2</sub>O*  
= (12602,7335 - 9238,8717) kg/jam  
= 3363,8618 kg/jam  
*Volume feed brine* = 10,8281 m<sup>3</sup>/jam  
*Volume feed H<sub>2</sub>O* = 9,279 m<sup>3</sup>/jam  
*Volume feed solid* = *Volume feed brine* - *Volume feed H<sub>2</sub>O*  
= (10,8281 - 9,279) m<sup>3</sup>/jam  
= 1,5492 m<sup>3</sup>

**Tabel B.14** Spesifikasi Garam Keluar Aliran <9>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,9228	6.967,5284	2.170	3,2108
CaSO <sub>4</sub>	0,0041	30,8151	2.960	0,0104
CaCl <sub>2</sub>	0,0037	27,9475	2.150	0,0130
MgCl <sub>2</sub>	0,0080	60,6701	2.325	0,0261
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0018	13,2581	2.344,6	0,0057
KCl	0,0067	50,6539	1.988	0,0255
KBr	0,0016	12,0751	2.750	0,0044
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,3043	3.890	0,0001
H <sub>2</sub> O	0,0513	386,9621	995,68	0,3886
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.550,2144</b>		<b>3,2960</b>

**Tabel B.15** Spesifikasi *Brine* Keluar Aliran <9>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,2606	3.334,6833	2.170	1,5367
CaSO <sub>4</sub>	0,0029	37,0676	2.960	0,0125
CaCl <sub>2</sub>	0,0033	42,1894	2.150	0,0196
MgCl <sub>2</sub>	0,0054	69,3541	2.325	0,0298
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0010	13,2581	2.344,6	0,0057
KCl	0,0040	50,6539	1.988	0,0255
KBr	0,0009	12,0751	2.750	0,0044
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,3043	3.890	0,0001

H <sub>2</sub> O	0,7219	9.238,8717	995,68	9,2790
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.798,4575</b>		<b>10,9133</b>

$$\begin{aligned} \text{Densitas solid } (p_{\text{solid}}) &= \frac{\text{Feed solid aliran } \langle 8 \rangle + \text{Feed solid aliran } \langle 22 \rangle}{\text{Volume Feed solid aliran } \langle 8 \rangle + \text{Volume Feed solid aliran } \langle 22 \rangle} \\ &= \frac{(7358,9763 + 3363,8618) \text{ kg/jam}}{(3,3811 + 1,5492) \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 2174,9076 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter partikel } (D_p) &= 4 \text{ mm} \\ &= 0,004 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Difusivitas NaCl} = 0,00000000281 \text{ m}^2/\text{s} \text{ (Handbook of Chemistry and Physics, CRC)}$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas liquid } (\mu) &= 0,85 \times 0,2646 + 0,87 \times 0,7331 \\ &= 0,8627 \text{ cp} \\ &= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\ &= 3,1057 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas liquid } (p) = 1113,8321 \text{ kg/m}^3$$

Perhitungan *schmidt number* ( $N_{sc}$ ) berdasarkan *Geankoplis eq. (6.2-46) page 396 :*

$$\begin{aligned} \text{Schmidt Number } (N_{sc}) &= \frac{\mu \text{ (kg/m.s)}}{D_{AB} \text{ (m}^2/\text{s)} \times p \text{ (kg/m}^3\text{)}} \\ &= \frac{0,0009}{0,00000000281 \times 1113,8321} \\ &= 0,0766 \end{aligned}$$

$$\text{Gravity Velocity } (g) = 9,8 \text{ m/s}^2$$

Perhitungan *terminal velocity* ( $v_t$ ) berdasarkan *Geankoplis eq. (14.3-9) page 817 :*

$$\begin{aligned} \text{terminal velocity } (v_t) &= \frac{g \times D_p^2 \times (p_{\text{solid}} - p)}{18 \times \mu} \\ &= \frac{9,8 \text{ m/s}^2 \times (0,004 \text{ m})^2 \times (2174,9076 - 1113,8321) \text{ kg/m}^3}{18 \times 3,1057 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 0,00298 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Perhitungan *reynold number* ( $N_{Re}$ ) berdasarkan *Geankoplis eq. (2.5-1) page 49 :*

$$\begin{aligned} \text{Reynold number } (N_{Re}) &= \frac{D_p \text{ (m)} \times v_t \text{ (m/s)} \times p \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\mu \text{ (kg/m.s)}} \\ &= \frac{0,004 \times 0,00298 \times 1113,8321}{0,0009} \\ &= 55333,2624 \end{aligned}$$

$$\text{Drag coefficient } (C_D) = 0,4 \text{ (Geankoplis fig. 3.1-2 page 117)}$$

Perhitungan *sherwood number* ( $N_{sh}$ ) dan *mass transfer coefficient* ( $k'c$ ) berdasarkan *Geankoplis eq. (7.3-27) page 444 :*

$$\begin{aligned} \text{Sherwood Number } (N_{sh}) &= 0,664 \times N_{Re}^{0,5} \times N_{sc}^{1/3} \\ &= 0,664 \times 55333,2624^{0,5} \times 0,0766^{1/3} \\ &= 66,324 \end{aligned}$$

$$\text{Mass Transfer Coefficient } (k'c) = \frac{D_{AB} \text{ (m}^2/\text{s)}}{D_p \text{ (m)}} \times N_{sh}$$

$$= \frac{0,00000000281 \times 66,324}{0,004}$$

$$= 0,00005 \text{ m/s}$$

Volume partikel

$$= \frac{4}{3} \times \pi \times (D_p \text{ (mm)}/2)^3$$

$$= \frac{4}{3} \times \pi \times (4/2)^3$$

$$= 33,5103 \text{ mm}^3$$

$$= 0,00000003 \text{ m}^3$$

Contoh perhitungan soluble time untuk komponen MgCl<sub>2</sub> :

Volume *solid* MgCl<sub>2</sub> = Volume MgCl<sub>2</sub> garam + Volume MgCl<sub>2</sub> *brine*

$$= 0,0522 \text{ m}^3 + 0,0037 \text{ m}^3$$

$$= 0,0559 \text{ m}^3$$

Konsentrasi jenuh (C<sub>s</sub>) = *Solubility* MgCl<sub>2</sub> x *p* H<sub>2</sub>O

$$= 0,56 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$= 557,5808 \text{ kg/m}^3 \text{ H}_2\text{O}$$

$$= 0,5576 \text{ kg/dm}^3 \text{ H}_2\text{O}$$

$$= 0,5576 \text{ kg/liter H}_2\text{O}$$

Konsentrasi masuk (C<sub>m</sub>) = 0,0009 kg/kg H<sub>2</sub>O x *p* H<sub>2</sub>O

$$= 0,0009 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,9359 \text{ kg/m}^3 \text{ H}_2\text{O}$$

$$= 0,0009 \text{ kg/dm}^3 \text{ H}_2\text{O}$$

$$= 0,0009 \text{ kg/liter H}_2\text{O}$$

Massa MgCl<sub>2</sub> terlarut = Massa MgCl<sub>2</sub> garam masuk – Massa MgCl<sub>2</sub> garamkeluar

$$= 121,3401 \text{ kg} - 60,6701 \text{ kg}$$

$$= 60,6701 \text{ kg}$$

Jumlah partikel =  $\frac{\text{Volume solid}}{\text{Volume partikel}}$

$$= \frac{0,0559 \text{ m}^3}{0,00000003 \text{ m}^3}$$

$$= 1668870$$

*Surface area*

$$= 4 \times \pi \times (D_p \text{ (mm)}/2)^2$$

$$= 4 \times \pi \times (4/2)^2$$

$$= 50,2655 \text{ mm}^2$$

$$= 0,00005 \text{ m}^2$$

*Particle surface area* = Jumlah partikel x *Surface area*

$$= 1668870 \times 0,00005 \text{ m}^2$$

$$= 83,8866 \text{ m}^2$$

*Effective interfacial area* =  $\frac{\text{Particle surface area}}{\text{Total volume masuk}}$

$$= \frac{83,8866 \text{ m}^2}{3,7696 \text{ m}^3 + 10,2821 \text{ m}^3}$$

$$= 5,7465/\text{m}$$

*Thickness of boundary* = 4 mm

$$= 0,004 \text{ m}$$

*Rate of dissolving* =  $\frac{\text{Effective interfacial area} \times k'c \times (C_s - C_m)}{\text{Thickness of boundary (m)}}$

$$= \frac{5,7465/\text{m} \times 0,00005 \text{ m/s} \times (557,5808 - 0,9359) \text{ kg/kg H}_2\text{O}}{0,004}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Soluble time} &= 37,2596 \text{ kg/s} \\
 &= \frac{\text{Massa MgCl}_2 \text{ terlarut}}{\text{Rate of dissolving}} \\
 &= \frac{60,6701 \text{ kg}}{37,2596 \text{ kg/s}} \\
 &= 1,6283 \text{ s}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.16** Hasil Perhitungan *Soluble Time* Tiap Komponen

Komponen	Volume (m <sup>3</sup> )	C <sub>s</sub> (kg/m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O)	C <sub>m</sub> (kg/m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O)	Massa terlarut (kg)	Jumlah Partikel	Effective Interfacial Area (m <sup>-1</sup> )	Rate of Dissolving (kg/s)	Soluble Time (s)
CaSO <sub>4</sub>	0,0229	2,6286	0,6738	30,8151	684.366	2,3565	0,0537	574
CaCl <sub>2</sub>	0,0326	1.015,5936	1,5349	27,9475	973.486	3,3521	39,5941	0,7059
MgCl <sub>2</sub>	0,0559	557,5808	0,9359	60,6701	1.668.870	5,7465	37,2596	1,6283
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0113	76,6674	0,0000	13,2581	337.491	1,1621	1,0378	12,7752
KCl	0,0510	370,3930	0,0000	50,6539	1.520.716	5,2364	22,5917	2,2421
KBr	0,0088	703,9458	0,0000	12,0751	262.065	0,9024	7,3992	1,6319
KIO <sub>3</sub>	0,0002	102,5550	0,0000	0,3043	4.668	0,0161	0,0192	15,8454

*Min. residence time* diambil dari *soluble time* komponen yang paling lama.

$$\begin{aligned}
 \text{Min. Residence time} &= 574 \text{ s} \\
 &= 9,5718 \text{ menit} \\
 &= 0,1595 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Hold up time} &= 10 \text{ menit} \\
 &= 0,1667 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Feed} &= 20348,6719 \text{ kg/jam} \\
 &= 20,3487 \text{ ton/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Feed tinggal} &= \text{Feed} \times \text{Hold up time} \\
 &= 20348,6719 \text{ kg/jam} \times 0,1667 \text{ jam} \\
 &= 3391,4453 \text{ kg} \\
 &= 3,3914 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume feed} &= 14,5978 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Volume feed tinggal} &= \text{Volume feed} \times \text{Hold up time} \\
 &= 14,5978 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,1667 \text{ jam} \\
 &= 2,433 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Over factor design} = 10\% \text{ (Brownell, 1959)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga,} \\
 \text{Volume tangki} &= \frac{1}{1 - \text{over factor design}} \times \text{Volume feed tinggal} \\
 &= \frac{1}{1 - 10\%} \times 2,433 \text{ m}^3 \\
 &= 2,7033 \text{ m}^3 \\
 &= 95,4664 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki

Ditetapkan bejana berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah standard dished head dengan perbandingan  $L_s/ID$  sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 L_s/ID &= 1,5 \\
 L_s &= 1,5 \times ID \\
 V_{\text{silinder}} &= 1/4 \times \pi \times ID^2 \times L_s \\
 &= 1/4 \times \pi \times ID^2 \times 1,5 \times ID \\
 &= 1,1781 \times ID^3 \\
 V_{\text{tutup atas}} &= 0,0847 \times ID^3 \\
 V_{\text{tutup bawah}} &= 0,0847 \times ID^3 \\
 V_{\text{tutup}} &= V_{\text{tutup atas}} + V_{\text{tutup bawah}} \\
 &= 2 \times 0,0847 \times ID^3 \\
 &= 0,1694 \times ID^3 \\
 V_{\text{bejana}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup}} \\
 &= 1,1781 \times ID^3 + 0,1694 \times ID^3 \\
 &= 1,3475 \times ID^3 \\
 ID^3 &= \frac{V_{\text{bejana}}}{1,3475} \\
 &= \frac{2,7033 \text{ m}^3}{1,3475} \\
 &= 2,0062 \text{ m}^3 \\
 ID &= 1,2612 \text{ m} \\
 &= 49,6541 \text{ in} \\
 r_i &= 0,6306 \text{ m} \\
 &= 24,827 \text{ in} \\
 \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 1,5 \times ID \\
 &= 1,5 \times 1,2612 \text{ m} \\
 &= 1,8918 \text{ m} \\
 &= 6,2068 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi tutup atas (ha)} &= 0,169 \times ID \\
 &= 0,169 \times 1,2612 \text{ m} \\
 &= 0,2131 \text{ m} \\
 &= 0,6993 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi tutup bawah (hb)} &= 0,169 \times ID \\
 &= 0,169 \times 1,2612 \text{ m} \\
 &= 0,2131 \text{ m} \\
 &= 0,6993 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi tangki} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi tutup bawah} \\
 &= 1,8918 \text{ m} + 0,2131 \text{ m} + 0,2131 \text{ m} \\
 &= 2,3181 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tekanan desain :

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,6959 \text{ psi} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho(\text{kg/m}^3) \times g(\text{m/s}^2) \times H(\text{m}) \\
 &= 1393,9501 \times 9,8 \times 2,3181 \\
 &= 31667,0485 \text{ kg/m.s}^2 \\
 &= 31667,0485 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 0,3125 \text{ atm} \\
&= 4,5929 \text{ psi} \\
P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
&= (1 + 0,3125) \text{ atm} \\
&= 1,3125 \text{ atm} \\
&= 19,2888 \text{ psi} \\
P_{\text{desain}} &= \frac{1}{1 - \text{over design factor}} \times P_{\text{perencanaan}} \\
&= \frac{1}{1 - 10\%} \times 1,3125 \text{ atm} \\
&= 1,4584 \text{ atm} \\
&= 21,432 \text{ psi} \\
&= 21,432 \text{ lb/in}^2
\end{aligned}$$

Perhitungan tebal tangki

$$\begin{aligned}
\text{Material} &= \text{SA-240 Grade M Type 316.} \\
f &= 18750 \text{ psi (Brownell table item 4 page 342)} \\
E &= 0,8 \text{ (Sambungan Double welded butt joint)} \\
&\quad \text{(Brownell table 13.2 page 254)} \\
C &= 0,125 \text{ in (Kusnarjo page 14)}
\end{aligned}$$

Perhitungan tebal silinder ( $t_s$ ) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$\begin{aligned}
t_s &= \frac{P(\text{lb/in}^2) \times r_i \text{ (in)}}{f(\text{psi}) \times E - 0,6 \times P(\text{lb/in}^2)} \times C(\text{in}) \\
&= \frac{21,432 \times 24,827}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 21,432} \times 0,125 \\
&= 0,1605 \text{ in}
\end{aligned}$$

Jika nilai  $t_s$  distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\begin{aligned}
t_s &= 0,1875 \text{ in} \\
&= 3/16 \text{ in}
\end{aligned}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Perhitungan OD

$$\begin{aligned}
\text{OD} &= \text{ID (in)} + 2 \times t_s \text{ (in)} \\
&= 49,6541 + 2 \times 0,1875 \\
&= 50,0291 \text{ in}
\end{aligned}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\begin{aligned}
\text{OD} &= 54 \text{ in} \\
i_{cr} &= 3,25 \text{ in} \\
r &= 54 \text{ in}
\end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder ( $L_s$ ) yang baru adalah :

$$\begin{aligned}
\text{ID} &= \text{OD} - 2 \times t_s(\text{in}) \\
&= 54 - 2 \times 0,1875 \\
&= 53,625 \text{ in} \\
&= 1,3621 \text{ m} \\
L_s &= 1,5 \times \text{ID} \\
&= 1,5 \times 53,625 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$= 80,4375 \text{ in}$$

$$= 6,7031 \text{ ft}$$

Perhitungan tebal tutup tangki :

Perhitungan tebal tutup atas ( $t_{ha}$ ) berdasarkan Kusnarjo eq.2-30 page 19 :

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times P(\text{lb/in}^2) \times r_i(\text{in}) + C(\text{in})}{f(\text{psi}) \times E - 0,1 \times P(\text{lb/in}^2)}$$

$$= \frac{0,885 \times 21,432 \times 54}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 21,432} + 0,125$$

$$= 0,1933 \text{ in}$$

$$\approx 0,25 \text{ in}$$

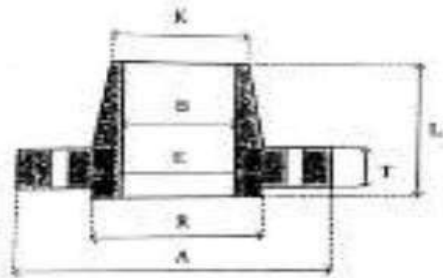
Perhitungan tebal tutup bawah ( $t_{hb}$ ) berdasarkan Kusnarjo eq.2-30 page 19 :

$$t_{hb} = \frac{0,885 \times P(\text{lb/in}^2) \times r_i(\text{in}) + C(\text{in})}{f(\text{psi}) \times E - 0,1 \times P(\text{lb/in}^2)}$$

$$= \frac{0,885 \times 21,432 \times 54}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 21,432} + 0,125$$

$$= 0,1933 \text{ in}$$

$$\approx 0,25 \text{ in}$$



**Gambar B.11** Skema Nozzle (Brownell page 221)

Perhitungan diameter nozzle aliran <8> :

$$\text{Densitas feed } (p_{feed}) = 2054,7896 \text{ kg/m}^3$$

$$= 128,2763 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Flowrate feed } (Q_{feed}) = 3,7697 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 133,1258 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Diameter optimum} = 3,9 \times \frac{Q_{feed}^{0,45}}{p_{feed}^{0,13}} (\text{m}^3/\text{jam}) \times (\text{kg/m}^3)^{0,13}$$

$$= 3,9 \times \frac{3,7697^{0,45}}{2054,7896^{0,13}} \times 2054,7896^{0,13}$$

$$= 19,101 \text{ mm}$$

$$= 0,752 \text{ in}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari Brownell fig.12.2 page 221 :

$$\text{Nominal pipe size} = 1 \text{ in}$$

$$\text{OD of flange} = 4,25 \text{ in}$$

$$= 0,108 \text{ m}$$

$$\text{Min. thickness of flange} = 0,5625 \text{ in}$$

$$= 0,0143 \text{ m}$$

$$\text{OD of raised face} = 2 \text{ in}$$

$$= 0,0508 \text{ m}$$

$$\text{Diameter of hub at base} = 1,9375 \text{ in}$$



$$= 0,0492 \text{ m}$$

*Diameter of hub at point of welding* = 1,32 in

$$= 0,0335 \text{ m}$$

*Length through hub* = 2,1875 in

$$= 0,0556 \text{ m}$$

*ID of standard wall pipe* = 1,05 in

$$= 0,0267 \text{ m}$$

Perhitungan diameter nozzle aliran <22> :

Densitas *feed* ( $\rho_{feed}$ ) = 1163,8863 kg/m<sup>3</sup>

$$= 72,569 \text{ lbm/ft}^3$$

*Flowrate feed* ( $Q_{feed}$ ) = 10,8281 m<sup>3</sup>/jam

$$= 382,3928 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,1062 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Viskositas *feed* ( $\mu_{feed}$ ) = 0,85 x 0,2646 + 0,87 x 0,7331

$$= 0,8627 \text{ cp}$$

$$= 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

Diameter optimum =  $3,9 \times Q_{feed}^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \times \rho_{feed}^{0,13} (\text{kg/m}^3)$

$$= 3,9 \times 10,8281^{0,45} \times 1163,8863^{0,13}$$

$$= 28,522 \text{ mm}$$

$$= 1,123 \text{ in}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari Brownell fig.12.2 page 221 :

*Nominal pipe size* = 1,25 in

*OD of flange* = 4,625 in

$$= 0,1175 \text{ m}$$

*Min. thickness of flange* = 0,625 in

$$= 0,0159 \text{ m}$$

*OD of raised face* = 2,5 in

$$= 0,0635 \text{ m}$$

*Diameter of hub at base* = 2,3125 in

$$= 0,0587 \text{ m}$$

*Diameter of hub at point of welding* = 1,66 in

$$= 0,0442 \text{ m}$$

*Length through hub* = 2,25 in

$$= 0,0572 \text{ m}$$

*ID of standard wall pipe* = 1,38 in

$$= 0,0351 \text{ m}$$

Cek jenis aliran <22> :

Kecepatan aliran ( $V_{aliran}$ ) =  $\frac{Q_{feed}}{A}$

$$= \frac{10,8281 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0039 \text{ m}^2}$$

$$= 2805,2963 \text{ m/jam}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,7792 \text{ m/s} \\
 \text{Reynold Number } (N_{Re}) &= \frac{\text{ID (m)} \times v_{\text{aliran}} \text{ (m/s)} \times \rho_{\text{feed}} \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\mu_{\text{feed}} \text{ (kg/m.s)}} \\
 &= \frac{0,0351 \times 0,7792 \times 1163,8863}{0,0009} \\
 &= 36850,4617
 \end{aligned}$$

Karena  $N_{Re} > 4000$ , maka jenis aliran adalah turbulen.

Perhitungan diameter nozzle aliran <9> :

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas } (\rho) &= 1432,0766 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 89,4016 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \text{Flowrate } (Q) &= 14,2092 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 501,7939 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,1394 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \text{Viskositas } (\mu) &= 0,85 \times 0,2606 + 0,87 \times 0,7219 \\
 &= 0,8495 \text{ cp} \\
 &= 0,0008 \text{ kg/m.s} \\
 &= 0,0031 \text{ kg/m.jam} \\
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \text{ (m}^3/\text{jam)} \times \rho^{0,13} \text{ (kg/m}^3\text{)} \\
 &= 3,9 \times 14,2092^{0,45} \times 1432,0766^{0,13} \\
 &= 33,133 \text{ mm} \\
 &= 1,304 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari Brownell fig.12.2 page 221 :

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal pipe size} &= 1,5 \text{ in} \\
 \text{OD of flange} &= 5 \text{ in} \\
 &= 0,127 \text{ m} \\
 \text{Min. thickness of flange} &= 0,6875 \text{ in} \\
 &= 0,0175 \text{ m} \\
 \text{OD of raised face} &= 2,875 \text{ in} \\
 &= 0,073 \text{ m} \\
 \text{Diameter of hub at base} &= 2,5625 \text{ in} \\
 &= 0,0651 \text{ m} \\
 \text{Diameter of hub at point} &= 1,9 \text{ in} \\
 \text{of welding} &= 0,0483 \text{ m} \\
 \text{Length through hub} &= 2,4375 \text{ in} \\
 &= 0,0619 \text{ m} \\
 \text{ID of standard wall pipe} &= 1,61 \text{ in} \\
 &= 0,0409 \text{ m}
 \end{aligned}$$

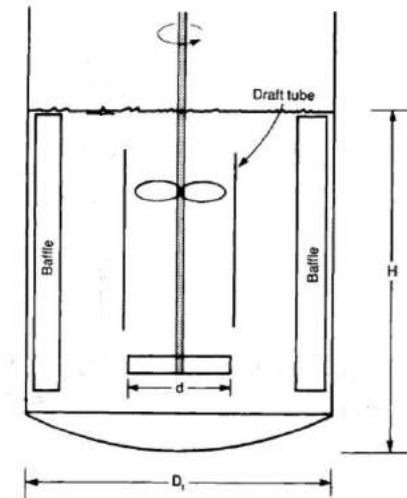
Cek jenis aliran <22> :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran } (v_{\text{aliran}}) &= \frac{Q_{\text{feed}}}{A} \\
 &= \frac{14,2092 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0053 \text{ m}^2} \\
 &= 2704,5859 \text{ m/jam} \\
 &= 0,7513 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Reynold Number } (N_{Re}) &= \frac{ID \text{ (m)} \times v_{\text{aliran}} \text{ (m/s)} \times \rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\mu \text{ (kg/m.s)}} \\
 &= \frac{0,0409 \times 0,7513 \times 1432,0766}{0,0008} \\
 &= 51791,7205
 \end{aligned}$$

Karena  $N_{Re} > 4000$ , maka jenis aliran adalah turbulen.

Penentuan agitator



**Gambar B.12** Skema Agitator

Jenis pengaduk = Six blade open turbine  
 Jumlah baffle = 4  
 Viskositas brine =  $0,85 \times 0,2646 + 0,87 \times 0,7331$   
 = 0,8627 cp  
 = 0,0009 kg/m.s  
 = 0,0031 kg/m.jam

Perhitungan dimensi agitator berdasarkan Geankoplis table 3.4-1 page 144 :

Da/Dt = 0,3

Dimana :

Dt = ID  
 = 1,2612 m  
 = 49,6541 in

Diameter agitator (Da) = 0,3 x Dt  
 = 0,3 x 1,2612 m  
 = 0,3784 m  
 = 14,8962 in

J/Dt = 1/12  
 Lebar baffle (J) = Dt/12 (Geankoplis table 3.4-1 page 144)  
 = 1,2612 m/12  
 = 0,1051 m  
 = 4,1378 in

C/Dt = 1/3 (Geankoplis table 3.4-1 page 144)

Jarak antara pengaduk & tangki (C) = Dt/3  
 =  $\frac{1,2612 \text{ m}}{3}$   
 = 0,4204 m

$$\begin{aligned}
&= 16,5514 \text{ in} \\
\text{Da/W} &= 8 \text{ (Geankoplis fig.3.4-4 page 145)} \\
\text{Lebar pengaduk (W)} &= \text{Da}/8 \\
&= 0,3784 \text{ m}/8 \\
&= 0,0473 \text{ m} \\
&= 1,8620 \text{ in} \\
\text{Kecepatan pengaduk (N)} &= 90 \text{ rpm} \\
&= 1,5 \text{ rps} \\
\text{Reynold Number (N'_{Re})} &= \frac{\text{Da}^2 \text{ (m)} \times \text{N(rps)} \times \rho(\text{kg/m}^3)}{\mu \text{ (kg/m.s)}} \\
&= \frac{0,3784^2 \times 1,5 \times 1163,8863}{0,00086} \\
&= 289711,14 \text{ (turbulen)} \\
\text{Power Number (N_p)} &= 2,8 \text{ (Geankoplis fig.3.4-4 page 145)} \\
\text{Power (P)} &= N_p \times \rho(\text{kg/m}^3) \times \text{N (rps)} \times \text{Da (m)} \\
&= 2,8 \times 1163,8863 \times 1,5 \times 0,3784 \\
&= 1849,5661 \text{ J/s} \\
&= 1849,5661 \text{ W} \\
&= 1,8496 \text{ kW} \\
\text{Efficiency} &= 80\% \text{ (Samuel bridges, 2020)} \\
\text{Power actual} &= \frac{\text{Power}}{\text{Efficiency}} \\
&= \frac{1,8496 \text{ kW}}{80\%} \\
&= 2,312 \text{ kW} \\
&= 3,1004 \text{ hp} \\
&\approx 4 \text{ hp}
\end{aligned}$$

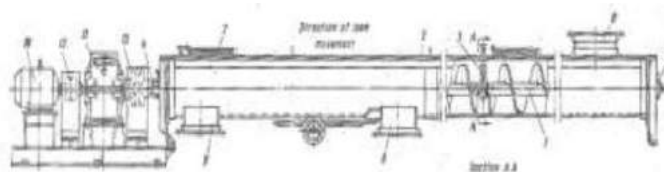
**Tabel B.16** Hasil Perhitungan *Soluble Time* Tiap Komponen

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	Mixer Tank I (M-210)
Fungsi	Sebagai tangki pencampuran antara garam rakyat dengan brine (proses pencucian I)
Tipe	Silinder dengan tutup atas dan bawah standard dished head
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316.</i>
Kapasitas (ton)	4
Volume (ft <sup>3</sup> )	96
Tinggi (ft)	8
Diameter Dalam (in)	54
Diameter Nozzle Aliran <8> (in)	1,00
Diameter Nozzle Aliran <9> (in)	2

Diameter Nozzle Aliran <42> (in)	1,25
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Jenis Pengaduk	<i>Six blade open turbine.</i>
<i>Kecepatan Pengaduk (rpm)</i>	90
<i>Power (hp)</i>	4
Jumlah (unit)	1

### 11. Screw Washer (J-220)

- Fungsi : Untuk proses pencucian garam dengan brine (proses pencucian II).
- Tipe : *Conveyor* dengan *solid screw* dan dilengkapi dengan *intermediate bearing*.
- Bahan konstruksi : *Carbon steel*.
- Jumlah : 1 unit
- Jenis aliran *washer* : *Counter-current flow*.



**Gambar B.13** Skema *Screw Washer* (*Spivakovsky fig.162 page 267*)

**Tabel B.17** Data *Solubility* tiap komponen pada suhu 30°C (*perry 8<sup>th</sup> ed, 2008*)

Komponen	<i>Solubility (kg/kg H<sub>2</sub>O)</i>
NaCl	0,3609
CaSO <sub>4</sub>	0,00264
CaCl <sub>2</sub>	1,02
MgCl <sub>2</sub>	0,56
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,077
KCl	0,372
KBr	0,707
KIO <sub>3</sub>	0,103

**Tabel B.18** Spesifikasi Feed Garam & Brine Aliran <9>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,5063	10.302,2117	2.170	4,7476

CaSO <sub>4</sub>	0,0033	67,8826	2.960	0,0229
CaCl <sub>2</sub>	0,0034	70,1370	2.150	0,0326
MgCl <sub>2</sub>	0,0064	130,0242	2.325	0,0559
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0013	26,5161	2.344,6	0,0113
KCl	0,0050	101,3079	1.988	0,0510
KBr	0,0012	24,1501	2.750	0,0088
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,6086	3.890	0,0002
H <sub>2</sub> O	0,4730	9.625,8338	995,68	9,6676
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>20.348,6719</b>		<b>14,5978</b>

*Feed garam dan brine* = 20348,6719 kg/jam  
*Feed H<sub>2</sub>O* = 9625,8338 kg/jam  
*Feed Solid* = *Feed garam dan brine* - *Feed H<sub>2</sub>O*  
= (20348,6719 - 9625,8338) kg/jam  
= 10722,8381 kg/jam  
Volume *feed* garam dan *brine* = 14,5978 m<sup>3</sup>/jam  
Volume *feed* H<sub>2</sub>O = 9,6676 m<sup>3</sup>/jam  
Volume *feed solid* = Volume *feed* garam dan *brine* - Volume *feed* H<sub>2</sub>O  
= (14,5978 - 9,6676) m<sup>3</sup>/jam  
= 4,9302 m<sup>3</sup>

**Tabel B.19** Spesifikasi Feed Brine Aliran <23>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,2646	9.895,3167	2.170	4,5601
CaSO <sub>4</sub>	0,0005	18,5537	2.960	0,0063
CaCl <sub>2</sub>	0,0011	42,2612	2.150	0,0197
MgCl <sub>2</sub>	0,0007	25,7691	2.325	0,0111
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,7331	27.415,3658	995,68	27,5343
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>37.397,2665</b>		<b>32,1314</b>

*Feed brine* = 37397,2665 kg/jam  
*Feed H<sub>2</sub>O* = 27415,3658 kg/jam  
*Feed Solid* = *Feed brine* - *Feed H<sub>2</sub>O*  
= (37397,2665 - 27415,3658) kg/jam  
= 9981,9007 kg/jam  
Volume *feed* brine = 32,1314 m<sup>3</sup>/jam  
Volume *feed* H<sub>2</sub>O = 27,5343 m<sup>3</sup>/jam  
Volume *feed solid* = Volume *feed* brine - Volume *feed* H<sub>2</sub>O  
= (32,1314 - 27,5343) m<sup>3</sup>/jam

$$= 4,5971 \text{ m}^3$$

**Tabel B.20** Spesifikasi Garam & Brine Keluar Aliran <10>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,7726	7.629,0284	2.170	3,5157
CaSO <sub>4</sub>	0,0004	4,3218	2.960	0,0015
CaCl <sub>2</sub>	0,0006	5,6199	2.150	0,0026
MgCl <sub>2</sub>	0,0008	7,7897	2.325	0,0034
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	1,3258	2.344,6	0,0006
KCl	0,0005	5,0654	1.988	0,0025
KBr	0,0001	1,2075	2.750	0,0004
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0304	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,2248	2.219,6739	995,68	2,2293
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>9.874,0628</b>		<b>5,7560</b>

**Tabel B.21** Spesifikasi Brine Keluar Aliran <31>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,2625	12.568,5000	2.170	5,7919
CaSO <sub>4</sub>	0,0017	82,1145	2.960	0,0277
CaCl <sub>2</sub>	0,0022	106,7783	2.150	0,0497
MgCl <sub>2</sub>	0,0031	148,0036	2.325	0,0637
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0005	25,1903	2.344,6	0,0107
KCl	0,0020	96,2425	1.988	0,0484
KBr	0,0005	22,9426	2.750	0,0083
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,5781	3.890	0,0001
H <sub>2</sub> O	0,7274	34.821,5256	995,68	34,9726
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>47.871,8756</b>		<b>40,9733</b>

$$\begin{aligned} \text{Densitas solid } (p_{\text{solid}}) &= \frac{\text{Feed solid aliran } \langle 8 \rangle + \text{Feed solid aliran } \langle 22 \rangle}{\text{Volume Feed solid aliran } \langle 8 \rangle + \text{Volume Feed solid aliran } \langle 22 \rangle} \\ &= \frac{(10722,8381 + 9981,9007) \text{ kg/jam}}{(4,9302 + 4,5971) \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 2173,1984 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter partikel } (D_p) &= 4 \text{ mm} \\ &= 0,004 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Difusivitas NaCl} = 0,00000000281 \text{ m}^2/\text{s} \text{ (Handbook of Chemistry and Physics, CRC)}$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas liquid } (\mu) &= 0,85 \times 0,2646 + 0,87 \times 0,7331 \\ &= 0,8627 \text{ cp} \\ &= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\ &= 3,1057 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas liquid } (p) = 1113,8321 \text{ kg/m}^3$$

Perhitungan *schmidt number* ( $N_{sc}$ ) berdasarkan Geankoplis eq. (6.2-46) page 396 :

$$\begin{aligned} \text{Schmidt Number } (N_{sc}) &= \frac{\mu \text{ (kg/m.s)}}{D_{AB} \text{ (m}^2\text{/s)} \times \rho \text{ (kg/m}^3\text{)}} \\ &= \frac{0,0009}{0,00000000281 \times 1113,8321} \\ &= 0,0766 \end{aligned}$$

$$\text{Gravity Velocity } (g) = 9,8 \text{ m/s}^2$$

Perhitungan *terminal velocity* ( $v_t$ ) berdasarkan Geankoplis eq. (14.3-9) page 817 :

$$\begin{aligned} \text{terminal velocity } (v_t) &= \frac{g \times D_p^2 \times (\rho_{\text{solid}} - \rho)}{18 \times \mu} \\ &= \frac{9,8 \text{ m/s}^2 \times (0,004 \text{ m})^2 \times (2173,1984 - 1113,8321) \text{ kg/m}^3}{18 \times 3,1057 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 0,00297 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Perhitungan *reynold number* ( $N_{Re}$ ) berdasarkan Geankoplis eq. (2.5-1) page 49 :

$$\begin{aligned} \text{Reynold number } (N_{Re}) &= \frac{D_p \text{ (m)} \times v_t \text{ (m/s)} \times \rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\mu \text{ (kg/m.s)}} \\ &= \frac{0,004 \times 0,00297 \times 1113,8321}{0,0009} \\ &= 55244,1316 \end{aligned}$$

$$\text{Drag coefficient } (C_D) = 0,38 \text{ (Geankoplis fig. 3.1-2 page 117)}$$

Perhitungan *sherwood number* ( $N_{sh}$ ) dan mass transfer coefficient ( $k'c$ ) berdasarkan Geankoplis eq. (7.3-27) page 444 :

$$\begin{aligned} \text{Sherwood Number } (N_{sh}) &= 0,664 \times N_{Re}^{0,5} \times N_{sc}^{1/3} \\ &= 0,664 \times 55244,1316^{0,5} \times 0,0766^{1/3} \\ &= 66,2705 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mass Transfer Coefficient } (k'c) &= \frac{D_{AB} \text{ (m}^2\text{/s)}}{D_p \text{ (m)}} \times N_{sh} \\ &= \frac{0,00000000281}{0,004} \times 66,2705 \\ &= 0,00005 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume partikel} &= \frac{4}{3} \times \pi \times (D_p \text{ (mm)}/2)^3 \\ &= \frac{4}{3} \times \pi \times (4/2)^3 \\ &= 33,5103 \text{ mm}^3 \\ &= 0,00000003 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Contoh perhitungan soluble time untuk komponen  $MgCl_2$  :

$$\begin{aligned} \text{Volume solid } MgCl_2 &= \text{Volume } MgCl_2 \text{ garam} + \text{Volume } MgCl_2 \text{ brine} \\ &= 0,0559 \text{ m}^3 + 0,0111 \text{ m}^3 \\ &= 0,0670 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Konsentrasi jenuh } (C_s) &= \text{Solubility } MgCl_2 \times \rho \text{ H}_2\text{O} \\ &= 0,56 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times 995,68 \text{ kg/m}^3 \\ &= 557,5808 \text{ kg/m}^3 \text{ H}_2\text{O} \\ &= 0,5576 \text{ kg/dm}^3 \text{ H}_2\text{O} \\ &= 0,5576 \text{ kg/liter H}_2\text{O} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Konsentrasi masuk } (C_m) &= 0,0009 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times \rho \text{ H}_2\text{O} \\ &= 0,0009 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times 995,68 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
&= 0,9359 \text{ kg/m}^3 \text{ H}_2\text{O} \\
&= 0,0009 \text{ kg/dm}^3 \text{ H}_2\text{O} \\
&= 0,0009 \text{ kg/liter H}_2\text{O} \\
\text{Massa MgCl}_2 \text{ terlarut} &= \text{Massa MgCl}_2 \text{ garam masuk} - \text{Massa MgCl}_2 \text{ garam keluar} \\
&= 130,0242 \text{ kg} - 7,7897 \text{ kg} \\
&= 122,2345 \text{ kg} \\
\text{Jumlah partikel} &= \frac{\text{Volume solid}}{\text{Volume partikel}} \\
&= \frac{0,067 \text{ m}^3}{0,00000003 \text{ m}^3} \\
&= 1999618 \\
\text{Surface area} &= 4 \times \pi \times (\text{Dp (mm)/2})^2 \\
&= 4 \times \pi \times (4/2)^2 \\
&= 50,2655 \text{ mm}^2 \\
&= 0,00005 \text{ m}^2 \\
\text{Particle surface area} &= \text{Jumlah partikel} \times \text{Surface area} \\
&= 1999618 \times 0,00005 \text{ m}^2 \\
&= 100,5118 \text{ m}^2 \\
\text{Effective interfacial area} &= \frac{\text{Particle surface area}}{\text{Total volume masuk}} \\
&= \frac{100,5118 \text{ m}^2}{14,5978 \text{ m}^3 + 32,1314 \text{ m}^3} \\
&= 2,1509/\text{m} \\
\text{Thickness of boundary} &= 4 \text{ mm} \\
&= 0,004 \text{ m} \\
\text{Rate of dissolving} &= \frac{\text{Effective interfacial area} \times k'c \times (\text{Cs}-\text{Cm})}{\text{Thickness of boundary (m)}} \\
&= \frac{2,1509/\text{m} \times 0,00005 \text{ m/s} \times (557,5808-0,9359) \text{ kg/kg H}_2\text{O}}{0,004} \\
&= 13,9352 \text{ kg/s} \\
\text{Soluble time} &= \frac{\text{Massa MgCl}_2 \text{ terlarut}}{\text{Rate of dissolving}} \\
&= \frac{122,2345 \text{ kg}}{13,9352 \text{ kg/s}} \\
&= 1,6283 \text{ s}
\end{aligned}$$

**Tabel B.22** Hasil Perhitungan Soluble Time Tiap Komponen

Komponen	Volume (m <sup>3</sup> )	C <sub>s</sub> (kg/m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O)	C <sub>m</sub> (kg/m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O)	Massa terlarut (kg)	Jumlah Partikel	Effective Interfacial Area (m <sup>-1</sup> )	Rate of Dissolving (kg/s)	Soluble Time (s)
CaSO <sub>4</sub>	0,0292	2,6286	0,6738	29,2743	871.417	0,9374	0,1066	274,5427
CaCl	0,0523	1.015,5936	1,5349	64,5171	1.560.064	1,6781	19,8059	3,2575
MgCl <sub>2</sub>	0,0670	557,5808	0,9359	122,2345	1.999.618	2,1509	13,9352	8,7716
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0113	76,6674	0,0000	25,1903	337.491	0,3630	0,3239	77,7629
KCl	0,0510	370,3930	0,0000	96,2425	1.520.716	1,6358	7,0518	13,6480

KBr	0,0088	703,9458	0,0000	22,9426	262.065	0,2819	2,3096	9,9336
KIO <sub>3</sub>	0,0002	102,5550	0,0000	0,5781	4.668	0,0050	0,0060	96,4510

*Min. residence time* diambil dari *soluble time* komponen yang paling lama.

$$\text{Min. Residence time} = 274,5427 \text{ s}$$

$$= 4,5757 \text{ menit}$$

$$= 0,0763 \text{ jam}$$

$$\text{Hold up time} = 5 \text{ menit}$$

$$= 0,0833 \text{ jam}$$

$$\text{Feed} = \text{feed aliran } \langle 9 \rangle + \text{feed aliran } \langle 23 \rangle$$

$$= (20348,6719 + 37397,2665) \text{ kg/jam}$$

$$= 57745,9384 \text{ kg/jam}$$

$$= 5,7746 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Over design factor} = 10\% \text{ (Brownell, 1959)}$$

$$\text{Feed desain (Q)} = \frac{1}{1 - \text{over design factor}} \times \text{feed}$$

$$= \frac{1}{1 - 10\%} \times 57745,9384 \text{ kg/jam}$$

$$= 64162,1538 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume feed} = \text{Volume feed aliran } \langle 9 \rangle + \text{Volume feed aliran } \langle 23 \rangle$$

$$= (14,5978 + 32,1314) \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 46,7292 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume desain} = \frac{1}{1 - \text{over design factor}} \times \text{Volume feed}$$

$$= \frac{1}{1 - 10\%} \times 46,7292 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 51,9214 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Densitas bulk} = \frac{\text{Feed desain (Q)}}{\text{Volume desain}}$$

$$= \frac{64162,1538 \text{ kg/jam}}{51,9214 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 1235,7564 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1,2358 \text{ ton/m}^3$$

$$\text{Toperasi} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Poperasi} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Inclination } (\beta) = 0^\circ$$

Nilai *factor C* for that inclination berdasarkan Spivakovsky page 274 :

$$\text{Factor C (C)} = 1$$

Nilai *loading efficiency* for salt berdasarkan Spivakovsky page 274 :

$$\text{Loading efficiency } (\Psi) = 0,4$$

Trial nilai screw rotating speed (n) hingga didapatkan nilai screw diameter (D) sesuai dengan Spivakovsky table 25 page 274 :

$$\text{Trial nilai n} = 27,0151 \text{ rpm}$$

Perhitungan nilai screw diameter (D) berdasarkan Spivakovsky eq. 193 page 276 :

$$\begin{aligned}
 \text{Screw Diameter}(D) &= \frac{((4 \times Q \text{ (ton/jam)})^{1/3}}{(60 \times \pi \times 0,8 \times n(\text{rpm}) \times \Psi \times \Upsilon \text{ (ton/m}^3) \times C))^{1/3}} \\
 &= \frac{(4 \times 64,1622)^{1/3}}{(60 \times \pi \times 0,8 \times 27,0151 \times 0,4 \times 1,2358 \times 1)^{1/3}} \\
 &= 0,5032 \text{ m} \\
 &= 503,2491 \text{ mm} \\
 &= 19,813 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Nilai *screw rotating speed* (n) berdasarkan Spivakovsky table 25 page 274 :

$$\begin{aligned}
 n_{\max} &= 95 \text{ rpm} \\
 n_{\min} &= 19 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Spivakovsky page 274, for salt the value of max. rotating speed of the screw should be decreased by 30%

$$\begin{aligned}
 n_{\max} &= 95 \text{ rpm} - (30\% \times 95 \text{ rpm}) \\
 &= 66,5 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Nilai *screw pitch* (S) for salt berdasarkan Spivakovsky page 276 :

$$\begin{aligned}
 \text{Screw pitch (S)} &= 0,8 \times D \\
 &= 0,8 \times 0,5032 \text{ m} \\
 &= 0,4026 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan load propulsion rate (v) berdasarkan Spivakovsky page 274 :

$$\begin{aligned}
 \text{Load propulsion rate (v)} &= \frac{S(\text{m}) \times n(\text{rpm})}{60} \\
 &= \frac{0,4026 \times 27,0151}{60} \\
 &= 0,1813 \text{ m/s} \\
 &= 0,5947 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Panjang *screw washer* (L) = *Load propulsion rate* x *hold up time*

$$\begin{aligned}
 &= 0,1813 \text{ m/s} \times 300 \text{ s} \\
 &= 54,3812 \text{ m} \\
 &= 178,416 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Jarak *screw washer* (H) = Panjang *screw washer* x cos( $\beta$ )

$$\begin{aligned}
 &= 54,3812 \text{ m} \times \cos(0^\circ) \\
 &= 54,3812 \text{ m}
 \end{aligned}$$

*Efficiency motor* ( $\eta$ ) = 85% (*generally*)

*Resistance Factor* ( $\omega_o$ ) = 2,5 (Spivakovsky page 275)

Perhitungan power required for screw washer berdasarkan Spivakovsky eq. 195 page 275 :

$$\begin{aligned}
 \text{Power (N)} &= \frac{Q(\text{ton/jam})}{367} \times (L(\text{m}) \times \omega_o + H(\text{m})) \\
 &= \frac{64,1622}{367} \times (54,3812 \times 2,5 + 54,3812) \\
 &= 33,2759 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\text{Power actual} = \frac{\text{Power (N)}}{\text{Efficiency motor } (\eta)}$$

$$= \frac{33,2759 \text{ kW}}{0.85}$$

85%

$$= 39,1481 \text{ kW}$$

$$= 52,4985 \text{ hp}$$

$$\approx 53 \text{ hp}$$

Perhitungan *torque capacity* for screw washer berdasarkan Spivakovsky eq. 196

$$\begin{aligned} \text{Torque capacity (M)} &= 975 \times \frac{\text{Power actual (kW)}}{\text{Rotating speed (rpm)}} \\ &= 975 \times \frac{39,1481}{27,0151} \\ &= 1412,8942 \text{ kg.m} \\ &= 10219,4777 \text{ lb.ft} \end{aligned}$$

**Tabel B.23** Spesifikasi *Screw Washer* (J-220)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Screw Washer</i> (J-220)
Fungsi	Untuk proses pencucian garam dengan brine (proses pencucian II)
Tipe	Conveyor dengan solid screw dan dilengkapi dengan intermediete bearing
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i> .
Kapasitas (ton/jam)	64,162
Diameter <i>Screw</i> (in)	19,813
Panjang <i>Screw</i> (in)	178,42
<i>Screw Rotation Speed</i> (rpm)	27,015
<i>Load Propulsion Rate</i> (ft/s)	0,595
<i>Inclination</i> (°)	0
<i>Torque</i> (lb/ft)	10.219,478
<i>Power</i> (Hp)	53
Jumlah (unit)	1

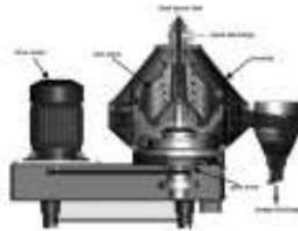
## 12. *Centrifuge* (H-230)

Fungsi : Untuk proses pemisahan brine dengan garam

Tipe : Disk bowl centrifuge

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 unit



**Gambar B.14** Skema *Centrifuge* (Perry fig. 18-153 page 18-122)

**Tabel B.24** Spesifikasi *Feed Garam Aliran <10>*

<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg/jam)</b>	<b>Densitas (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>Volume (m<sup>3</sup>/jam)</b>
NaCl	0,9461	6.967,5284	2.170	3,2108
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,5408	2.960	0,0005
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,3974	2.150	0,0006
MgCl <sub>2</sub>	0,0004	3,0335	2.325	0,0013
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6629	2.344,6	0,0003
KCl	0,0003	2,5327	1.988	0,0013
KBr	0,0001	0,6038	2.750	0,0002
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0152	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0525	386,9621	995,68	0,3886
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.364,2766</b>		<b>3,6037</b>

**Tabel B.25** Spesifikasi *Feed Brine Aliran <10>*

<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg/jam)</b>	<b>Densitas (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>Volume (m<sup>3</sup>/jam)</b>
NaCl	0,2636	661,5000	2.170	0,3048
CaSO <sub>4</sub>	0,0011	2,7811	2.960	0,0009
CaCl <sub>2</sub>	0,0017	4,2225	2.150	0,0020
MgCl <sub>2</sub>	0,0019	4,7562	2.325	0,0020
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0003	0,6629	2.344,6	0,0003
KCl	0,0010	2,5327	1.988	0,0013
KBr	0,0002	0,6038	2.750	0,0002
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0152	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,7302	1.832,7119	995,68	1,8407
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>2.509,7862</b>		<b>2,1522</b>

**Tabel B.26** Spesifikasi *Garam Keluar Aliran <11>*

<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg/jam)</b>	<b>Densitas (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>Volume (m<sup>3</sup>/jam)</b>
NaCl	0,9347	7.000,6034	2.170	3,2261
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6798	2.960	0,0006
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,6085	2.150	0,0007
MgCl <sub>2</sub>	0,0004	3,2713	2.325	0,0014
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6960	2.344,6	0,0003
KCl	0,0004	2,6593	1.988	0,0013
KBr	0,0001	0,6339	2.750	0,0002
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0160	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0639	478,5977	995,68	0,4807
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.489,7659</b>		<b>3,7114</b>

**Tabel B.27** Spesifikasi Brine Keluar Aliran <32>

<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg/jam)</b>	<b>Densitas (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>Volume (m<sup>3</sup>/jam)</b>
NaCl	0,2636	628,4250	2.170	0,2896
CaSO <sub>4</sub>	0,0011	2,6420	2.960	0,0009
CaCl <sub>2</sub>	0,0017	4,0114	2.150	0,0019
MgCl <sub>2</sub>	0,0019	4,5184	2.325	0,0019
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0003	0,6298	2.344,6	0,0003
KCl	0,0010	2,4061	1.988	0,0012
KBr	0,0002	0,5736	2.750	0,0002
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0145	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,7302	1.741,0763	995,68	1,7486
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>23.959,6215</b>		<b>2,0446</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas } \textit{feed} \text{ garam } (p_s) &= \frac{\text{Massa } \textit{feed} \text{ garam}}{\text{Volume } \textit{feed} \text{ garam}} \\
 &= \frac{7364,2766 \text{ kg/jam}}{3,6037 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
 &= 2043,51 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Densitas } \textit{feed} \text{ brine } (p) &= \frac{\text{Massa } \textit{feed} \text{ brine}}{\text{Volume } \textit{feed} \text{ brine}} \\
 &= \frac{2509,7862 \text{ kg/jam}}{2,1522 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
 &= 1166,132 \text{ kg/m}^3 \\
 \textit{Feed} &= \textit{feed} \text{ garam} + \textit{feed} \text{ brine} \\
 &= (7364,2766 + 2509,7862) \text{ kg/jam} \\
 &= 9874,0628 \text{ kg/jam} \\
 &= 9,8741 \text{ ton/jam} \\
 \text{Volume } \textit{feed} (q) &= \text{Volume } \textit{feed} \text{ garam} + \text{Volume } \textit{feed} \text{ brine} \\
 &= (3,6037 + 2,1522) \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 5,756 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Viskositas } (\mu) &= (0,85 \times 0,2636) + (0,87 \times 0,7302) \\
 &= 0,8593 \text{ cp} \\
 &= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\
 &= 3,0936 \text{ kg/m.jam} \\
 \text{Diameter partikel } (D_p) &= 4 \text{ mm} \\
 &= 0,004 \text{ m} \\
 \text{Gravity velocity } (g) &= 9,8 \text{ m/s}^2 \\
 \textit{Throughput} \text{ garam} &= 7489,7659 \text{ kg/jam} \\
 &= 7,4898 \text{ ton/jam} \\
 \textit{Throughput} \text{ brine} &= 2,0446 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 9,0022 \text{ gal/min}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan throughput liquid nya digunakanlah sedimentating centrifuge with type disc,

sehingga didapatkan data dari Perry's 7 th ed. table 18-12 page 18-121 sebagai berikut.

Diameter <i>bowl</i>	= 13 in
	= 0,3302 m
Speed ( $\omega$ )	= 7500 rpm
	= 785 rad/s
Typical motor size	= 6 hp
	= 4,476 kW
Disk space	= 0,5 mm
	= 0,0005 m
	= 0,0197 in

Berdasarkan nilai speed nya didapatkan data dari Perry's 7 th ed. table 18-12 page 18-121 sebagai berikut

Diameter <i>disc</i>	= 4,1 in
	= 0,1041 m
Number of disc	= 33
$r_2$	= 0,2 x diameter <i>disc</i>
	= 0,2 x 0,1041 m
	= 0,0208 m
Tinggi <i>centrifuge</i> (H)	= 2 x $r_2$
	= 2 x 0,0208 m
	= 0,0417 m
	= 0,1367 ft

Perhitungan settling velocity ( $v$ ) berdasarkan Mc.Cabe 5 th Ed. eq. 30.79 page 1069 :

$$\begin{aligned}
 \text{Settling velocity } (v) &= \frac{D_p^2 \times (p_s - p) \times \omega^2 \times r_2}{18 \times \mu} \\
 &= \frac{0,004^2 \times (2043,51 - 1116,132) \times 785^2 \times 0,0208}{18 \times 0,0009} \\
 &= 3,2356 \text{ m/s} \\
 &= 10,6156 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Perhitungan volumetric flowrate ( $q$ ) berdasarkan Mc.Cabe 5 th Ed. eq. 30.77 page 1069 :

*Trial*  $r_1$  hingga nilai volumetric flowrate ( $q$ ) sama dengan volume feed :

$$\begin{aligned}
 \text{Trial } r_1 &= 0,001 \text{ m} \\
 \text{Volumetric flowrate } (q) &= \frac{N^2 \times (p_s - p) \times \pi \times D_p^2 \times H \times (r_2 - r_1)}{18 \times \mu \times \ln(r_2/r_1)} \\
 &= \frac{785^2 \times (2043,51 - 1166,132) \times \pi \times 0,004^2 \times 0,0417 \times (0,0208 - 0,001)}{18 \times 0,0009 \times \ln(0,0208/0,001)} \\
 &= 10,2819 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Perhitungan residence time ( $t_r$ ) berdasarkan Mc.Cabe 5 th Ed. eq. 30.76 page 1069 :

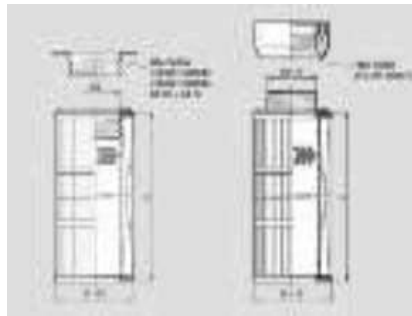
$$\begin{aligned}
 \text{Residence Time } (t_r) &= \frac{18 \times \mu \times \ln(r_2/r_1)}{N^2 \times (p_s - p) \times D_p^2} \\
 &= \frac{18 \times 0,0009 \times \ln(0,0208/0,001)}{785^2 \times (2.043,51 - 1.166,132) \times 0,004^2} \\
 &= 0,02 \text{ s}
 \end{aligned}$$

**Tabel C.28** Spesifikasi *Centrifuge* (H-230)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Centrifuge (H-230)
Fungsi	Untuk proses pemisahan brine dengan garam
Tipe	<i>Disk bowl centrifuge</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel.</i>
Kapasitas (ton/jam)	9,874
Tinggi <i>centrifuge</i> (ft)	0,137
Diameter <i>bowl</i> (in)	13
Diameter <i>disc</i> (in)	4,1
<i>settling velocity</i> (ft/s)	11
<i>Rotating Speed</i> (rpm)	7.500
<i>Residence Time</i> (s)	0,02
<i>Power</i> (hp)	6
Jumlah (unit)	1

**13. Air Filter (H-313)**

Fungsi	: Sebagai alat penyaring debu yang terbawa oleh udara.
Tipe	: <i>Cartridge air filter.</i>
Bahan konstruksi	: <i>Synthetic fiber</i>
Jumlah	: 1 Unit
T <sub>operasi</sub>	= 30°C
P <sub>operasi</sub>	= 1 atm



**Gambar B.15** Skema *Air Filter (ISO 9001, AFTL)*

**Tabel C.29** Spesifikasi Feed Udara Aliran <44>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,0000	0,0000	2.170	0,0000
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000



KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0185	629,5117	995,68	0,6322
Udara	0,9815	33.489,3102	1,1676	28.682,6014
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>34.118,8219</b>		<b>28.683,2337</b>

Massa *feed* udara = 34118,8219 kg/jam  
= 34,1188 ton/jam

Volume *feed* udara = 28683,2337 m<sup>3</sup>/jam

Densitas *feed* udara =  $\frac{\text{Massa feed udara}}{\text{Volume feed udara}}$   
=  $\frac{34118,8219 \text{ kg/jam}}{28683,2337 \text{ m}^3/\text{jam}}$   
= 1,1895 kg/m<sup>3</sup>

Berdasarkan data suatu perusahaan di Juang Su, China didapatkan spesifikasi cartridge air filter dengan sertifikasi ISO 9001, AFTL adalah sebagai berikut.

*Material* = *Synthetic fiber*

*Filtration class* = *HEPA filter*

*Efficiency* = 99,95%

*Length (p)* = 660 mm  
= 2,1654 ft

*Width (l)* = 1200 mm  
= 47,2441 in

*Height (t)* = 660 mm  
= 2,1654 ft

*Diameter (D)* = 660 mm

*Radius (r)* = 330 mm

*Air filter area* =  $2 \times \pi \times r \times t$   
=  $2 \times \pi \times 330 \text{ mm} \times 660 \text{ mm}$   
= 1368478 mm<sup>2</sup>  
= 1,3685 m<sup>2</sup>  
= 14,7302 ft<sup>2</sup>

*Air filter volume* =  $\pi/4 \times D^2 \times t$   
=  $\pi/4 \times (660 \text{ mm})^2 \times 660$   
= 225798830 mm<sup>3</sup>  
= 0,2258 m<sup>3</sup>  
= 7,974 ft<sup>3</sup>

Udara yang terfiltrasi = *Efficiency* x *Air filter volume*  
= 99,95% x 0,2258 m<sup>3</sup>  
= 0,2257 m<sup>3</sup>

Jumlah *air filter* = 75

*Air filter total volume* = 18,9129 m<sup>3</sup>

**Tabel C.30** Spesifikasi *Air Filter* (H-313)

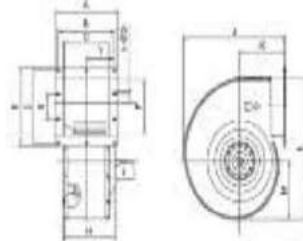
Spesifikasi	Keterangan
-------------	------------

Nama Alat	<i>Air Filter (H-313)</i>
Fungsi	Sebagai alat penyaring debu yang terbawa oleh udara.
Tipe	<i>Cartridge air filter.</i>
Bahan Konstruksi	<i>Synthetic fiber.</i>
Kapasitas (ton/jam)	34,119
<i>Filter Area (ft<sup>2</sup>)</i>	14,73
Jumlah (unit)	1

#### 14. Blower I (G-312)

Fungsi : Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari *Air Filter* ke *Heater*  
Tipe : *Single stage blower discharge pressure.*  
Bahan konstruksi : *carbon steel*  
Jumlah : 1 unit

Pudara masuk ( $P_1$ ) = 1 atm  
Pudara keluar ( $P_2$ ) = 1,2 atm  
Suhu udara = 30°C  
= 303,15 K



**Gambar B.16** Skema *Blower* (*National engineers, 2015*)

**Tabel C.31** Spesifikasi Feed Udara Aliran <33>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,0000	0,0000	2.170	0,0000
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0185	402,8136	995,68	0,4046
Udara	0,9815	21.429,2308	1,1676	18.353,5009
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>21.832,0444</b>		<b>18.353,9055</b>

Kondisi operasi dalam keadaan adiabatik :

Humidity udara masuk = 0,0188 kg H<sub>2</sub>O/kg dry air (*Geankoplis 4 th Ed., page 568*)

BM Udara	= 28,9647 kg/kmol
BM H <sub>2</sub> O	= 18,01528 kg/kmol
Expansion Factor ( $\gamma$ ) udara	= 1,4 ( <i>Geankoplis 3 th Ed., page 139</i> )
<i>Gas law constant</i> (R)	= 8314,34 J/kmol.K ( <i>Geankoplis 3 th Ed., page 850</i> )
Massa <i>feed</i> udara (m)	= 21832,0444 kg/jam = 21,832 ton/jam = 0,2094 kg udara/s
Volume <i>feed</i> udara	= 18353,9055 m <sup>3</sup> /jam
Kapasitas <i>blower</i>	= 18353,9055 m <sup>3</sup> /jam = 648162,6665 ft <sup>3</sup> /jam
<i>Efisiensi blower</i> ( $\eta$ )	= 80% ( <i>Ulrich table 4-9 page 120</i> )

Perhitungan work for adiabatic blower (-Ws) berdasarkan Geankoplis 3 th Ed. eq. 3.3-15 page 139 :

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \frac{\gamma}{\gamma + 1} \times \frac{R \times T}{BM_{\text{udara}}} \times [(P_2/P_1)^{(\gamma-1)/\gamma} - 1] \\
 &= \frac{1,4}{1,4 + 1} \times \frac{8314,34 \times 303,15}{28,9647} \times ((1,2/1)^{(1,4-1)/1,4} - 1] \\
 &= 16286,0231 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Perhitungan brake power berdasarkan Geankoplis 3 th Ed. eq. 3.3-17 page 139 :

$$\begin{aligned}
 \text{Brake power} &= \frac{-W_s \text{ (J/kg)} \times m \text{ (kg udara/s)}}{\eta \times 1000} \\
 &= \frac{16286,0231 \times 0,2094}{80\% \times 1000} \\
 &= 4,2623 \text{ kW} \\
 &= 5,7159 \text{ hp} \\
 &\approx 6 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

**Tabel C.32** Spesifikasi *Blower* I (G-312)

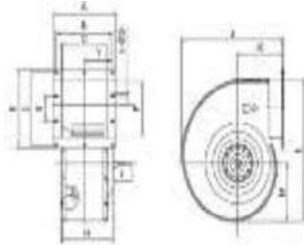
Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Blower I (G-312)
Fungsi	Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari Air Filter ke Heater
Tipe	<i>Single stage blower discharge pressure.</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel.</i>
Kapasitas (ft <sup>3</sup> jam)	648.163
<i>Power</i> (hp)	6
Jumlah (unit)	1

#### 15. *Blower* II (G-315)

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>

Jumlah : 1 unit

Pudara masuk ( $P_1$ ) = 1 atm  
 Pudara keluar ( $P_2$ ) = 1,2 atm  
 Suhu udara = 30°C  
 = 303,15 K



Gambar B.17 Skema Blower (National engineers, 2015)

Tabel B.33 Spesifikasi Feed Udara Aliran <45>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,0000	0,0000	2.170	0,0000
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0185	226,6980	995,68	0,2277
Udara	0,9815	12.060,0794	1,1676	10.329,1005
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>12.286,7774</b>		<b>10.329,3282</b>

Kondisi operasi dalam keadaan adiabatik :

Humidity udara masuk = 0,0188 kg H<sub>2</sub>O/kg dry air (Geankoplis 4 th Ed., page 568)

BM Udara = 28,9647 kg/kmol

BM H<sub>2</sub>O = 18,01528 kg/kmol

Expansion Factor ( $\gamma$ ) udara = 1,4 (Geankoplis 3 th Ed., page 139)

Gas law constant (R) = 8314,34 J/kmol.K (Geankoplis 3 th Ed., page 850)

Massa feed udara (m) = 12286,7774 kg/jam

= 12,2868 ton/jam

= 0,1178 kg udara/s

Volume feed udara = 10329,1005 m<sup>3</sup>/jam

Kapasitas blower = 10329,1005 m<sup>3</sup>/jam

= 364769,0854 ft<sup>3</sup>/jam

Efisiensi blower ( $\eta$ ) = 80% (Ulrich table 4-9 page 120)

Perhitungan work for adiabatic blower (-Ws) berdasarkan Geankoplis 3 th Ed. eq. 3.3-15 page 139 :

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \frac{\gamma}{\gamma + 1} \times \frac{R \times T}{BM_{\text{udara}}} \times [(P_2/P_1)^{(\gamma-1)/\gamma} - 1] \\
 &= \frac{1,4}{1,4 + 1} \times \frac{8314,34 \times 303,15}{28,9647} \times [(1,2/1)^{(1,4-1)/1,4} - 1] \\
 &= 16286,0231 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Perhitungan brake power berdasarkan Geankoplis 3 th Ed. eq. 3.3-17 page 139 :

$$\begin{aligned}
 \text{Brake power} &= \frac{-W_s \text{ (J/kg)} \times m \text{ (kg udara/s)}}{\eta \times 1000} \\
 &= \frac{16286,0231 \times 0,1178}{80\% \times 1000} \\
 &= 2,3988 \text{ kW} \\
 &= 3,2168 \text{ hp} \\
 &\approx 4 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.34** Spesifikasi *Blower II (G-315)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Blower II (G-315)</i>
Fungsi	Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari Air Filter ke Rotary Cooler
Tipe	<i>Single stage blower discharge pressure.</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel.</i>
Kapasitas (ft <sup>3</sup> /jam)	364.770
Power (hp)	4
Jumlah (unit)	1

#### 16. Heater (E-313)

Fungsi : Sebagai alat untuk memanaskan udara menjadi 120°C sebelum masuk ke *Rotary Dryer*  
Tipe : 1-2 *Shell and Tube Heat Exchanger*  
Bahan Konstruksi : *Stainless Steel Type 304*  
Jumlah : 1 unit

Berdasarkan Appendiks A Neraca Massa & Appendiks B Neraca Panas, didapatkan data sebagai berikut.

#### **Cold Fluid (udara)**

m udara (w) = 21832,0444 kg/jam  
= 48131,3618 lb/jam  
p udara = 0,0634 lb/ft<sup>3</sup>  
v udara (v) = 759169,7449 ft<sup>3</sup>/jam  
Tmasuk (t<sub>1</sub>) = 30°C = 86°F = 303,15 K  
Tkeluar (t<sub>2</sub>) = 120°C = 248°F = 393,15 K  
Pmasuk = 1 atm = 14,696 psia  
Pkeluar = 1 atm = 14,696 psia

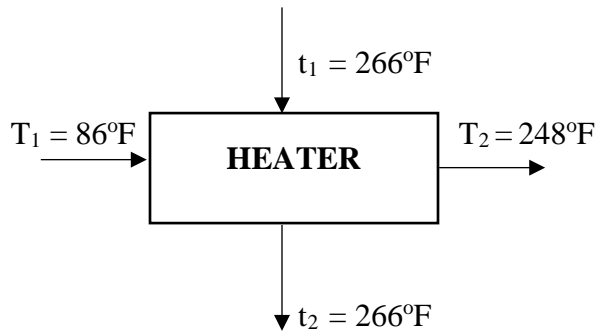
**Hot Fluid (Steam)**

$m_{steam} (W) = 942,8955 \text{ kg/jam}$   
 $= 2078,7262 \text{ lb/jam}$   
 $p_{steam} = 0,0933 \text{ lb/ft}^3$   
 $v_{steam} (V) = 22278,9564 \text{ ft}^3/\text{jam}$   
 $T = 130^\circ\text{C} = 266^\circ\text{F} = 403,15 \text{ K}$   
 $P = 2,67 \text{ atm} = 39,1717 \text{ psia}$   
 $\lambda_{steam} = 2174,18 \text{ kJ/kg}$   
 $= 934,73 \text{ Btu/lb}$

**(1) Heat Balance**

$Q_{udara} = m_{udara} \times C_p \text{ udara} \times \Delta T \text{ udara}$   
 $= 48131,3618 \times 0,249 \times 162$   
 $= 1943047,7584 \text{ Btu/jam}$   
 $Q_{steam} = m_{steam} \times \lambda_{steam}$   
 $= 2078,7262 \times 934,73$   
 $= 1943047,7584 \text{ Btu/jam}$

**(2)  $\Delta t$**



**Tabel B.35** Tabel temperature fluida pada *heater* dalam heater °F

<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Diff.</i>
266	<i>Higher Temperature</i>	248	18
266	<i>Lower Temperature</i>	86	180
0	<i>Differences</i>	162	-162

Perhitungan  $\Delta T$  LMTD berdasarkan kern eq. 5.14 page 89:

$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2/\Delta t_1)}$   
 $= \frac{18 - 180}{\ln (18/180)}$   
 $= 70,36^\circ\text{F}$

Data Heat Exchanger (shell and tubes ) yang digunakan berdasarkan Kern table 10 page 843 :

Panjang *Tube* (L) = 10 ft (asumsi)  
 BWG = 18  
 Pitch = 1,25 in *tringular*  
 Rd gab = 0,002 J.ft<sup>2</sup>.°F

$$\begin{aligned}
\Delta P \text{ gas} &= 2 \text{ psi} \\
\text{OD tube} &= 1 \text{ in} \\
\text{ID tube} &= 0,902 \text{ in} \\
a''_t &= 0,2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
a'_t &= 0,639 \text{ in}^2
\end{aligned}$$

Berdasarkan Kern page 118, bila digunakan *shell and tube 1-2 exchanger*, didapatkan :

$$\begin{aligned}
R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\
&= 0 \\
S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\
&= 0,9
\end{aligned}$$

Maka,

$$F_T = \frac{\left[ \frac{\sqrt{R^2 + 1}}{2(R - 1)} \right] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$$\begin{aligned}
F_T &= 1 \\
\text{Sehingga,} \\
\Delta t &= F_T \times \Delta T \text{ LMTD} \\
&= 1 \times 70,36 \\
&= 70,36 \text{ }^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

(3) **Average Temperature ( $T_{av}$  dan  $t_{av}$ )**

$$\begin{aligned}
t_{av} &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\
&= \frac{86^\circ\text{F} + 248^\circ\text{F}}{2} \\
&= 167^\circ\text{F} \\
T_{av} &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\
&= \frac{266^\circ\text{F} + 266^\circ\text{F}}{2} \\
&= 266^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

a. Berdasarkan Kern tabel 8 page 840 , didapatkan nilai design *overall coefficient* ( $U_D$ )

$$\begin{aligned}
\text{Range } U_D \text{ for steam} &= 5-50 \\
\text{gases} \\
\text{Triad } U_D &= 47 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\
\text{Over Design Factor} &= 10\%
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{\text{desain}} &= \frac{1}{1 - \text{Over Design Factor}} \times Q_{\text{teoritis}} \\
&= \frac{1}{1 - 10\%} \times 1943047 \text{ Btu/jam} \\
&= 2158941,9537 \text{ Btu/jam} \\
A &= \frac{Q_{\text{desain}}}{U_D \times \Delta t} \quad (\text{Kern page 194}) \\
&= \frac{2158941,9537 \text{ Btu/jam}}{47 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 70,36 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
&= 652,8957 \text{ ft}^2 \\
b. N_t &= \frac{A}{L \times a''t} \quad (\text{Kern page 194}) \\
&= \frac{652,8957 \text{ ft}^2}{10 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft}} \\
&= 249,3872 \\
&\approx 250 \\
\text{Coba, tube passes (n)} &= 2\text{-P} \\
\text{Maka, berdasarkan Kern table 9 page 842 didapatkan :} \\
N_t \text{ standar} &= 522 \\
ID \text{ shell} &= 33 \text{ in} \\
\text{Sehingga,} \\
U_D \text{ koreksi} &= \frac{N_t}{N_t \text{ standar}} \times \text{Trial } U_D \\
&= \frac{250}{522} \times 47 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\
&= 46 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube* :

**Bagian Shell :**

$$\begin{aligned}
ID_s &= 33 \text{ in (Diameter dalam shell)} \\
B &= 70 \text{ in (baffle spacing)} \\
N+1 &= 2 \text{ (Jumlah baffle)} \\
n' &= 1 \text{ passes (Jumlah passes pada shell)} \\
De &= 0,72 \text{ in (diameter ekivalen) (Kern fig. 28 page 838)}
\end{aligned}$$

**Bagian Tube**

$$\begin{aligned}
di &= 0,902 \text{ in (Diameter dalam tube)} \\
do &= 1 \text{ in (Diameter luar tube)} \\
L &= 10 \text{ ft (panjang tube)} \\
n &= 2 \text{ passes (jumlah passes pada tube)} \\
N_t &= 522 \text{ (jumlah tube)} \\
Pt &= 1,25 \text{ in (jarak antara sumbu tube)} \\
C &= 0,25 \text{ in (jarak antara diameter luar tube)} \\
a''t &= 0,2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft (luas permukaan panjang)} \\
a't &= 0,639 \text{ in}^2 \text{ (luas penampang aliran)}
\end{aligned}$$



**(11) Clean Overall Coefficient**

Perhitungan clean overall coefficient ( $U_c$ ) berdasarkan Kern eq. 6-38 page 150 :

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \quad x \quad h_o}{h_{io} \quad + \quad h_o} \\
 &= \frac{9,0654 \quad x \quad 30,5946}{9,0654 \quad + \quad 30,5946} \\
 &= 69,9323 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

**(12) Dirt Factor**

Perhitungan dirt factor ( $R_d$ ) berdasarkan Kern eq. 6-13 page 150 :

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c \quad - \quad U_D}{U_c \quad x \quad U_D} \\
 &= \frac{69,9323 \quad - \quad 23}{69,9323 \quad x \quad 23} \\
 &= 0,0301 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.36** Tabel spesifikasi *Heater* (E-313)

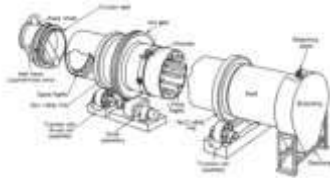
Spesifikasi	Keterangan			
Nama Alat	<i>Heater</i> (E-313)			
Fungsi	Sebagai alat untuk memanaskan udara menjadi 120°C			
Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel Type 304</i>			
<i>Shell</i>	ID	=	33	in
	<i>Baffle Spacing</i>	=	70	in
	Jumlah <i>Baffle</i>	=	2	
	$\Delta P$	=	0,0136	psi
<i>Tube</i>	OD	=	1	in
	ID	=	0,902	in
	BWG	=	18	
	<i>Pitch</i>	=	1,25	<i>in triangular</i>
	Panjang	=	10	ft
	Jumlah <i>Tube</i>	=	522	
	Jumlah <i>Passes</i>	=	2	
$\Delta P$	=	2,3291	psi	

<i>Dirt Factor</i> (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	0,0301
Luas Area (ft <sup>2</sup> )	1.364
Jumlah (unit)	1

**15. Rotary Dryer (B-310)**

Fungsi : Mengurangi kadar H<sub>2</sub>O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas.  
 Tipe : *Direct Heat Rotary Dryer*.  
 Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316*.  
 Jumlah : 1 unit.

P operasi = 1 atm  
 = 14,6959 lb/in<sup>2</sup>  
 Basis waktu = 1 jam



**Gambar C.16** Skema *Rotary Dryer* (Perry fig. 12-59 page 12-54)

**Tabel C.37** Spesifikasi *Feed* Garam Aliran <11>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,9410	15.774,4533	2.170	7,2693
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	3,7170	2.960	0,0013
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	3,4561	2.150	0,0016
MgCl <sub>2</sub>	0,0004	7,2822	2.325	0,0031
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	1,5725	2.344,6	0,0007
KCl	0,0004	6,0081	1.988	0,0030
KBr	0,0001	1,4322	2.750	0,0005
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0361	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0576	965,8791	995,68	0,9701
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>16.763,8367</b>		<b>8,2496</b>

**Tabel C.38** Spesifikasi Garam Keluar Aliran <12>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,9975	15.616,7087	2.170	7,1966
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	3,6798	2.960	0,0012
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	3,4216	2.150	0,0016
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	7,2094	2.325	0,0031
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	1,5568	2.344,6	0,0007
KCl	0,0004	5,9480	1.988	0,0030
KBr	0,0001	1,4179	2.750	0,0005
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0357	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0010	15,8138	995,68	0,0159
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>15.655,7918</b>		<b>7,2226</b>

$$\begin{aligned}
\text{Massa feed garam} &= 16.763,8367 \text{ kg/jam} \\
\text{Volume feed garam} &= 8,2496 \text{ m}^3/\text{jam} \\
\text{Densitas feed garam} &= \frac{\text{Massa feed garam}}{\text{Volume feed garam}} \\
&= \frac{16.763,8367 \text{ kg/jam}}{8,2496 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
&= 2.032,0734 \text{ kg/m}^3 \\
\text{Massa feed udara} &= 45.112,5292 \text{ kg/jam (Appendiks C Blower I)} \\
&= 99.455,9842 \text{ lb/jam} \\
\text{Volume feed udara} &= 37.925,4953 \text{ m}^3/\text{jam (Appendiks C Blower I)} \\
\text{Densitas udara} &= \frac{\text{Massa feed udara}}{\text{Volume feed udara}} \\
&= \frac{45.112,5292 \text{ kg/jam}}{37.925,4953 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
&= 1,1895 \text{ kg/m}^3
\end{aligned}$$

Dari Appendix B didapatkan data sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
\text{Suhu udara masuk (T}_{G1}\text{)} &= 120 \text{ }^\circ\text{C} = 393,15 \text{ K} \\
&= 248 \text{ }^\circ\text{F} \\
\text{Suhu udara keluar (T}_{G2}\text{)} &= 51,99 \text{ }^\circ\text{C} = 325,14 \text{ K} \\
&= 125,59 \text{ }^\circ\text{F} \\
\text{Suhu wet bulb (T}_{WB}\text{)} &= 41,35 \text{ }^\circ\text{C} = 314,50 \text{ K} \\
\text{Suhu garam masuk (T}_{S1}\text{)} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} \\
\text{Suhu garam keluar (T}_{S2}\text{)} &= 86,00 \text{ }^\circ\text{C} = 359,15 \text{ K} \\
\text{Heat duty udara masuk (q}_T\text{)} &= 1.451.897,3634 \text{ Btu/jam}
\end{aligned}$$

Berdasarkan *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7<sup>th</sup> Ed. page 12-50*, diperoleh data untuk kecepatan udara adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan udara (v}_{udara}\text{)} &= 5,1 \text{ m/s} \\
&= 16,7323 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

Perhitungan  $\Delta T$  LMTD berdasarkan *Perry 7<sup>th</sup> Ed. eq. 11-5b page 11-4* :

$$\begin{aligned}
\Delta T \text{ LMTD} &= \frac{(\text{T}_{G1} - \text{T}_{S2}) - (\text{T}_{G2} - \text{T}_{S1})}{\ln \left( \frac{\text{T}_{G1} - \text{T}_{S2}}{\text{T}_{G2} - \text{T}_{S1}} \right)} \\
&= \frac{(\text{120} - \text{86,00}) - (\text{51,99} - \text{30})}{\ln \left( \frac{\text{120} - \text{86,00}}{\text{51,99} - \text{30}} \right)} \\
&= 27,56 \text{ }^\circ\text{C} \\
&= 300,71 \text{ K} \\
&= 81,62 \text{ }^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

Perhitungan densitas udara berdasarkan *Mc.Cabe page 367* :

$$\begin{aligned} \text{Densitas udara (at } 248 \text{ }^\circ\text{F)} &= \frac{29}{359} \cdot \frac{492}{T \text{ (}^\circ\text{F)} + 460} \\ &= \frac{29}{359} \cdot \frac{492}{248 + 460} \\ &= 0,0561 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan *mass velocity* udara (G) berdasarkan *Mc.Cabe eq. 4.8 page 66* :

$$\begin{aligned} \text{Mass velocity udara (G)} &= v_{\text{udara}} \text{ (ft/s)} \cdot \rho_{\text{udara at } 248^\circ\text{F}} \text{ (lb/ft}^3\text{)} \\ &= 16,7323 \cdot 0,0561 \\ &= 0,9393 \text{ lb/ft}^2\cdot\text{s} \\ &= 3.381,3733 \text{ lb/ft}^2\cdot\text{jam} \\ &= 16.509,3220 \text{ kg/m}^2\cdot\text{jam} \end{aligned}$$

Perhitungan diameter *dryer* (D) berdasarkan *Mc.Cabe page 797* :

$$\begin{aligned} \text{Cross sectional area} &= \frac{\text{Massa feed udara}}{\text{Mass velocity udara}} \\ &= \frac{45.112,5292 \text{ kg/jam}}{16509,32 \text{ kg/m}^2\cdot\text{jam}} \\ &= 2,7325 \text{ m}^2 \\ &= 29,4129 \text{ ft}^2 \\ \text{Diameter } \textit{dryer} \text{ (ID)} &= \left( \frac{4 \cdot \text{Cross sectional area}}{\Pi} \right)^{0,5} \\ &= \left( \frac{4 \cdot 2,7325 \text{ m}^2}{\Pi} \right)^{0,5} \\ &= 1,8653 \text{ m} \\ &= 6,1196 \text{ ft} \\ &= 73,4354 \text{ in} \\ \text{Jari-jari } \textit{dryer} \text{ (r}_i\text{)} &= 36,7177 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan *volumetric heat transfer coefficient* (Ua) berdasarkan *Mc.Cabe page 796* :

$$\begin{aligned} \text{Volumetric heat transfer coefficient (Ua)} &= \frac{0,5 \cdot G^{0,67} \text{ (lb/ft}^2\cdot\text{jam)}}{\text{ID (ft)}} \\ &= \frac{0,5 \cdot 231,4688}{6,1196} \\ &= 18,9120 \text{ Btu/ft}^3\cdot\text{h}\cdot^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Perhitungan panjang *dryer* (L) berdasarkan *Mc.Cabe page 797* :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang } \text{dryer (L)} &= \frac{q_T}{0,125 \cdot \pi \cdot \text{ID} \cdot G^{0,67} \cdot \Delta T \text{ LMTD}} \\
 &= \frac{q_T \text{ (Btu/jam)}}{\text{Cross sectional area (ft}^2\text{)} \cdot U_a \text{ (Btu/ft}^3\text{.jam.}^\circ\text{F)} \cdot \Delta T \text{ LMTD (}^\circ\text{F)}} \\
 &= \frac{1.451.897,3634}{29,4129 \cdot 18,9120 \cdot 81,62} \\
 &= 31,9808 \quad \text{ft} \\
 &= 9,7478 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Ratio L/ID} &= \frac{\text{Panjang } \text{dryer}}{\text{Diameter } \text{dryer}} \\
 &= \frac{9,7478 \quad \text{m}}{1,8653 \quad \text{m}} \\
 &= 5,2260 \quad (\text{a reasonable value for Rotary Dryer})
 \end{aligned}$$

Berdasarkan *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7<sup>th</sup> Ed. page 12-56*, diperoleh data untuk kecepatan udara adalah sebagai berikut.

$$\text{Peripheral speed (N)} = 0,5 \quad \text{m/s}$$

Perhitungan rotasi *dryer* berdasarkan *Dutta KB page 567* :

$$\begin{aligned}
 \text{Rotasi } \text{dryer (rps)} &= \frac{\text{Peripheral speed (m/s)} \cdot 60}{\pi \cdot \text{Diameter } \text{dryer (m)}} \\
 &= \frac{0,5 \cdot 60}{\pi \cdot 1,8653} \\
 &= 5,1196 \quad \text{rpm} \\
 &= 0,0853 \quad \text{rps}
 \end{aligned}$$

Penentuan *dimensi flight* :

$$\text{Jenis } \text{flight} = \text{Two segment flight.} \quad (\text{Dutta KB page 567})$$

$$\text{Flight angle} = 45^\circ \quad (\text{Dutta KB page 567})$$

$$\text{Jumlah } \text{flight} = 3 \cdot \text{Diameter } \text{dryer} \quad (\text{Perry's 7}^{\text{th}} \text{ Ed. page 12-54})$$

$$= 3 \cdot 1,8653 \quad \text{m}$$

$$= 5,5958 \quad \text{flight /lingkaran}$$

$$= 6$$

$$\text{Jarak } \text{flight offset} = 1 \quad \text{m} \quad (\text{Perry's 7}^{\text{th}} \text{ Ed. page 12-53})$$

$$\text{Jumlah lingkaran} = \frac{\text{Panjang } \text{dryer}}{\text{Jarak } \text{flight offset}}$$

$$= 2$$

$$= \frac{9,7478 \quad \text{m}}{1 \quad \text{m}}$$

$$= 9,7478$$

$$= 2$$

$$= 9,7478$$

$$= 10 \quad (\text{Perry's 7}^{\text{th}} \text{ Ed. page 12-54})$$

$$\text{Total } \text{flight} = \text{Jumlah lingkaran} \cdot \text{Jumlah } \text{flight}$$

$$\begin{aligned}
 &= 10 \cdot 6 \\
 &= 60 \text{ flight} \quad (\text{Dutta KB page 567}) \\
 \text{Panjang flight} &= \frac{\text{Diameter dryer}}{8} \quad (\text{Dutta KB page 567}) \\
 &= \frac{1,8653 \text{ m}}{8} \\
 &= 0,2332 \text{ m} \\
 \text{Tebal ring} &= 0,15 \text{ m} \quad (\text{Perry's 7}^{\text{th}} \text{ Ed. page 12-53}) \\
 \text{Material} &= \text{SA-240 Grade M Type 316.} \\
 f &= 17.900 \text{ psi} \quad (\text{Brownell table item 4 page 342}) \\
 E &= 0,8 \quad (\text{Sambungan Double welded butt joint}) \\
 &\quad (\text{Brownell table 13.2 page 254}) \\
 C &= 0,125 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo page 14})
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal silinder ( $t_s$ ) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \text{ (lb/in}^2\text{)} \cdot r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,6 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\
 &= \frac{14,6959 \cdot 0,0000}{17.900 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 14,6959} + 0,1250 \\
 &= 0,1250 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jika nilai  $t_s$  distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\begin{aligned}
 t_s &= 0,1875 \text{ in} \\
 &= \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan OD :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID (in)} + 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\
 &= 73,4354 + 2 \cdot 0,1875 \\
 &= 73,8104 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 78 \text{ in} \\
 &= 1,9812 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Berikut merupakan data *insulating material* yang diperoleh dari *Handbook of Chemistry & Physics, CRC press page 12-204*:

$$\begin{aligned}
 \text{Insulating material} &= \text{Wool.} \\
 \text{Konduktivitas termal (k}_i\text{)} &= 0,04 \text{ W/m.K} \\
 \text{Densitas (}\rho_i\text{)} &= 0,09 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 90 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Berikut merupakan data yang diperoleh dari *Geankoplis table A.3-16 page 883* :

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan konstruksi dryer} &= \text{SA-240 Grade M Type 316.} \\
 \text{Konduktivitas termal (k}_s\text{)} &= 16,56 \text{ W/m.K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 59,616 \quad \text{kJ/jam.m.K} \\
 \text{Densitas } (\rho_s) &= 7.817 \quad \text{kg/m}^3 \\
 \text{Cp}_{\text{konstruksi}} &= 0,461 \quad \text{kJ/kg.K}
 \end{aligned}$$

Berikut merupakan data yang diperoleh dari *Geankoplis table A.3-3 page 866* :

$$\begin{aligned}
 \text{Viskositas udara } (\mu_w) &= 0,0227 \quad \text{cps} \\
 &= 0,0815 \quad \text{kg/m.jam} \\
 \text{Cp}_{\text{udara}} &= 0,2420 \quad \text{Btu/lbm.}^\circ\text{F} \\
 &= 1,0130 \quad \text{kJ/kg.K} \\
 \text{Konduktivitas udara } (k_u) &= 0,019152 \quad \text{Btu/jam.ft.}^\circ\text{F} \\
 &= 0,033146941 \quad \text{W/m.K} \\
 \text{N}_{Pr} &= 0,69208 \\
 \text{Suhu udara rata-rata} &= 186,79 \quad ^\circ\text{F} \\
 \text{Viskositas udara } (\mu_b) &= 0,0212 \quad \text{cps} \\
 &= 0,0763 \quad \text{kg/m.jam}
 \end{aligned}$$

Perhitungan *reynold number* ( $N_{Re}$ ) berdasarkan *Geankoplis page 246* :

$$\begin{aligned}
 \text{Reynold number } (N_{Re}) &= \frac{\text{ID (m)} \cdot \text{G (kg.m}^2\text{/jam)}}{\mu_{\text{udara}} \text{ (kg/m.jam)}} \\
 &= \frac{1,8653 \cdot 16.509,32195}{0,0815} \\
 &= 377.623,6732
 \end{aligned}$$

Perhitungan *nusselt number* ( $N_{Nu}$ ) berdasarkan *Geankoplis eq. (4.5-8) page 239* :

$$\begin{aligned}
 \text{Nusselt number } (N_{Nu}) &= 0,027 \cdot N_{Re}^{0,8} \cdot N_{Pr}^{1/3} \cdot \left( \frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0,14} \\
 &= 684,9414
 \end{aligned}$$

Perhitungan *heat transfer coefficient* ( $h_L$ ) berdasarkan *Geankoplis eq. (4.5-8) page 239* :

$$\begin{aligned}
 \text{Heat transfer coefficient } (h_L) &= \frac{N_{Nu} \cdot k \text{ (W/m.K)}}{\text{Panjang dryer (m)}} \\
 &= \frac{684,9414 \cdot 16,56}{9,7478} \\
 &= 1.163,6142 \quad \text{W/m}^2\text{.K}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diatas didapatkan hasil sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= 1,8653 \quad \text{m} \\
 r_1 &= 0,9326 \quad \text{m} \\
 \text{OD} &= 1,9812 \quad \text{m} \\
 r_2 &= 0,9906 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$



$$\text{Panjang dryer (L)} = 9,7478 \text{ m}$$

Perhitungan *cross sectional area normal to the heat flow* berdasarkan Geankoplis eq. (4.2-6) page 221 :

$$\begin{aligned} A_1 &= 2 \cdot \Pi \cdot L \cdot r_1 \\ &= 2 \cdot \Pi \cdot 9,7478 \text{ m} \cdot 0,9326 \text{ m} \\ &= 57,1207 \text{ m}^2 \\ A_2 &= 2 \cdot \Pi \cdot L \cdot r_2 \\ &= 2 \cdot \Pi \cdot 9,7478 \text{ m} \cdot 0,9906 \text{ m} \\ &= 60,6713 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Perhitungan *log mean area* ( $A_{lm}$ ) berdasarkan Geankoplis eq. (4.2-10) page 221 :

$$\begin{aligned} A_{lm} &= \frac{A_2 (m^2) - A_1 (m^2)}{\ln \left( \frac{A_2 (m^2)}{A_1 (m^2)} \right)} \\ &= \frac{60,6713 - 57,1207}{\ln \left( \frac{60,6713}{57,1207} \right)} \\ &= 58,8781 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Perhitungan  $q_L$  berdasarkan Geankoplis, 2003 :

$$\begin{aligned} q_L &= 0,01 \cdot q_{T \text{ udara}} \\ &= 0,01 \cdot 1.451.897,3634 \text{ Btu/jam} \\ &= 14.518,9736 \text{ Btu/jam} \\ &= 4,2551 \text{ kW} \\ &= 4.255,1 \text{ W} \end{aligned}$$

Perhitungan suhu *plate* berdasarkan Geankoplis page 247 :

$$\begin{aligned} \text{Suhu plate} &= T_{\text{produk keluar}} - \left( \frac{q_L \cdot (OD - ID)}{\text{Konduktivitas termal} \cdot A_{lm}} \right) \\ &= 359,15 - \left( \frac{4.255,0907 \cdot (1,9812 - 1,8653)}{0,033146941 \cdot 58,8781} \right) \\ &= 106,3627 \text{ K} \end{aligned}$$

*Trial* tebal *material insulation* hingga didapatkan  $q_L = q$  :

$$\begin{aligned} \text{Tebal material insulation} &= 1,6627 \text{ in} \\ &= 0,0422 \text{ m} \\ ID_{\text{insulasi}} &= 1,9812 \text{ m} \\ &= 78 \text{ in} \\ OD_{\text{insulasi}} &= ID_{\text{insulasi}} (\text{in}) + 2 \cdot t_s (\text{in}) \\ &= 78 + 2 \cdot 1,6627 \\ &= 81,3254 \text{ in} \\ &= 2,0657 \text{ m} \end{aligned}$$

Perhitungan q berdasarkan *Geankoplis, 2003* :

$$\begin{aligned}
 q &= \left( \frac{T_{plate} - T_{garam}}{\frac{\text{Tebal insulasi}}{\text{Konduktivitas thermal} \times A_{lm}} + \frac{1}{\text{Koefisien perpindahan} \times A_2}} \right) \\
 &= \frac{106,3627 - 30}{\frac{0,042232117}{0,04} + \frac{1}{58,8781}} \\
 &= \frac{76,3627}{4,255,1} \text{ W}
 \end{aligned}$$

Perhitungan *power dryer* :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume silinder} &= \Pi \cdot (OD^2 - ID^2) \cdot \frac{L}{4} \\
 &= \Pi \cdot (3,9252^2 - 3,4792^2) \cdot \frac{9,7478}{4} \\
 &= 3,4142 \text{ m}^3 \\
 \text{Massa silinder} &= \text{Densitas } (\rho_s) \cdot \text{Volume silinder} \\
 &= 7.817 \text{ kg/m}^3 \cdot 3,4142 \text{ m}^3 \\
 &= 26.689,1471 \text{ kg} \\
 &= 26,6891 \text{ ton} \\
 \text{Volume insulasi} &= \Pi \cdot (OD_{insulasi}^2 - ID_{insulasi}^2) \cdot \frac{L}{4} \\
 &= \Pi \cdot (4,2670^2 - 3,9252^2) \cdot \frac{9,7478}{4} \\
 &= 2,6169 \text{ m}^3 \\
 \text{Massa insulasi} &= \text{Densitas } (\rho_i) \cdot \text{Volume insulasi} \\
 &= 90 \text{ kg/m}^3 \cdot 2,6169 \text{ m}^3 \\
 &= 235,5205 \text{ kg} \\
 &= 0,2355 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Demi keamanan, volume *hold up* bahan diasumsikan 10% dari volume *dryer*.

$$\begin{aligned}
 \text{Volume } hold\ up \text{ bahan} &= 0,1 \cdot \text{Volume } dryer \\
 &= 0,1 \cdot \left( \frac{\Pi \cdot ID(m)^2 \cdot L(m)}{4} \right) \\
 &= 0,1 \cdot \left( \frac{\Pi \cdot 1,8653^2 \cdot 9,7478}{4} \right) \\
 &= 2,6636 \text{ m}^3 \\
 \text{Massa } hold\ up \text{ bahan} &= \text{Volume } hold\ up \text{ bahan} \cdot \rho \text{ bahan} \\
 &= 2,6636 \text{ m}^3 \cdot 2.167,6001 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 5.773,6686 \text{ kg} \\
 &= 5,7737 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas telah didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \text{Massa silinder } (m_s) &= 26.689,1471 \text{ kg} \\
 \text{Massa insulasi } (m_i) &= 235,5205 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

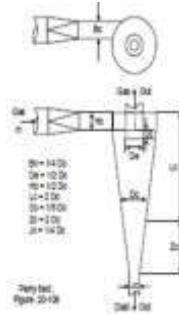
$$\begin{aligned}
\text{Massa hold up bahan (m}_b\text{)} &= 5.773,6686 \quad \text{kg} \\
\text{Massa total dryer (m}_d\text{)} &= m_s \text{ (kg)} + m_i \text{ (kg)} + m_b \text{ (kg)} \\
&= 26.689,1471 + 235,5205 + 5.773,6686 \\
&= 32.698,3362 \quad \text{kg} \\
&= 32,6983 \quad \text{ton} \\
\text{Power} &= (0,45 \times m_d \times N) + (0,12 \times m_b \times OD_{\text{insulasi}} \times \text{rps} \times \text{Total flight}) \\
&= 19.568,7640 \quad \text{kg.m/s} \\
&= 191,9040 \quad \text{kW} \\
\text{Efficiency } (\eta) &= 80\% \quad (\text{Dutta KB page 567}) \\
\text{Power actual} &= \frac{\text{Power}}{\text{Efficiency motor } (\eta)} \\
&= \frac{191,9040 \quad \text{kW}}{80\%} \\
&= 239,8800 \quad \text{kW} \\
&= 321,6844 \quad \text{hp}_{(1)}
\end{aligned}$$

**Tabel C.39** Spesifikasi *Rotary Dryer* (B-310)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	<i>Rotary Dryer</i> (B-310)
Fungsi	Mengurangi kadar H <sub>2</sub> O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas.
Tipe	<i>Direct Heat Rotary Dryer</i> .
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316</i> .
Bahan Insulasi	<i>Wool</i> .
Kapasitas (ton/jam)	6
Diameter Dalam (in)	74
Panjang (ft)	32
Tebal Insulasi (in)	2
Power (hp <sub>(1)</sub> )	322
Jumlah (unit)	1

**16. Cyclone I (H-314)**

- Fungsi : Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari *Rotary Dryer* .
- Tipe : *Tangential Inlet Cyclone Separator*.
- Bahan konstruksi : SA-240 Grade M Type 316.
- Jumlah : 1 unit.



**Gambar C.17** Skema Cyclone (*Perry fig. 17-36 page 17-29*)

**Tabel C.40** Spesifikasi *Feed* Aliran <38>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,0034	157,7445	2.170	0,0727
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0372	2.960	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0346	2.150	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0728	2.325	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0157	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0601	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0143	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0004	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0386	1.782,4171	995,68	1,7902
Udara	0,9580	44.280,1774	1,0890	40.661,1148
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>46.220,5741</b>		<b>40.662,9778</b>

P operasi	=	1	atm
	=	14,6959	lb/in <sup>2</sup>
	=	1,01325	bar
Basis waktu	=	1	jam
T <i>feed</i>	=	325,14	K
	=	51,99	°C
Massa <i>feed</i>	=	46.220,5741	kg/jam
	=	46,2206	ton/jam
Massa <i>solid</i>	=	1.940,3967	kg/jam
Volume <i>solid</i>	=	1,8629	m <sup>3</sup>
Densitas <i>solid</i> (ρ <sub>s</sub> )	=	$\frac{\text{Massa solid}}{\text{Volume solid}}$	

$$\begin{aligned}
&= \frac{1.940,3967 \text{ kg}}{1,8629 \text{ m}^3} \\
&= 1.041,5743 \text{ kg/m}^3 \\
\text{Massa gas} &= 46.220,5741 \text{ kg/jam} \\
&= 101.898,8021 \text{ lb/jam} \\
\text{Volume gas} &= 40.662,9778 \text{ m}^3/\text{jam} \\
\text{Densitas gas } (\rho_g) &= \frac{\text{Massa gas}}{\text{Volume gas}} \\
&= \frac{46.220,5741 \text{ kg}}{40.662,9778 \text{ m}^3} \\
&= 1,1367 \text{ kg/m}^3 \\
\text{S/G solid dalam gas} &= \frac{\text{Massa garam}}{\text{Volume campuran}} \\
&= \frac{1.940,3967 \text{ kg}}{40.662,9778 \text{ m}^3} \\
&= 0,0477 \text{ kg/m}^3
\end{aligned}$$

**Perhitungan dimensi cyclone :**

Berdasarkan *Perry 8<sup>th</sup> Ed. page 17-32* , kecepatan gas masuk ke *Cyclone* adalah sekitar 8-30 m/s, maka diasumsikan :

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan gas masuk } (v_{in}) &= 15 \text{ m/s} \\
&= 49,2126 \text{ ft/s} \\
\text{Diameter partikel masuk } (d_{pi}) &= 0,5 \text{ mm} \\
&= 0,0005 \text{ m} \\
&= 0,0016 \text{ ft} \\
\text{Viskositas gas } (\mu_g) &= 0,00002 \text{ kg/m.s}
\end{aligned}$$

$$\text{Effective number } (Ns) = 3,5 \quad (\text{Perry } 8^{\text{th}} \text{ Ed. fig. 17-38 page 17-30})$$

$$\text{Collection efficiency } (E_L) = 95\% \quad (\text{Perry } 8^{\text{th}} \text{ Ed. fig. 17-41 page 17-31})$$

$$\frac{d_{pi}}{D_{pth}} = 7,5 \quad (\text{Perry } 8^{\text{th}} \text{ Ed. fig. 17-39 page 17-30})$$

Berdasarkan data di atas, didapatkan nilai diameter partikel pada saat bagian partikel telah terurai ( $D_{pth}$ ) adalah :

$$\begin{aligned}
D_{pth} &= \frac{d_{pi}}{7,5} \\
&= \frac{0,0016 \text{ ft}}{7,5} \\
&= 0,0002 \text{ ft} \\
&= 0,0001 \text{ m}
\end{aligned}$$

Berdasarkan Perry 8<sup>th</sup> Ed. page 17-30, didapatkan nilai lebar inlet Cyclone rectangular (Bc) adalah :

$$\begin{aligned}
 Bc &= \frac{D_{pth}^2 \cdot \Pi \cdot N_s \cdot v_{in} \cdot (\rho_s - \rho_g)}{9 \cdot \mu_g} \\
 &= \frac{0,0001^2 \cdot \Pi \cdot 3,5 \cdot 15 \cdot (1.041,5743 - 1,1367)}{9 \cdot 0,00002} \\
 &= 0,4310 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Perry 8<sup>th</sup> Ed. page 17-29 didapatkan nilai diameter Cyclone (Dc), diameter saluran gas keluar Cyclone (De), tinggi Cyclone di Bc pada gas masuk (Hc), panjang ruang gravitasi settling dalam arah aliran gas (Lc), lebar outlet Cyclone rectangular (Sc), panjang ruang spiral dalam Cyclone (Zc), diameter partikel keluar (Jc) adalah :

$$\begin{aligned}
 Dc &= 4 \cdot Bc = 4 \cdot 0,4310 \text{ m} = 1,7238 \text{ m} \\
 De &= \frac{Dc}{2} = \frac{1,7238 \text{ m}}{2} = 0,8619 \text{ m} \\
 Hc &= \frac{Dc}{2} = \frac{1,7238 \text{ m}}{2} = 0,8619 \text{ m} \\
 Lc &= 2 \cdot Dc = 2 \cdot 1,7238 \text{ m} = 3,4477 \text{ m} \\
 Sc &= \frac{Dc}{8} = \frac{1,7238 \text{ m}}{8} = 0,2155 \text{ m} \\
 Zc &= 2 \cdot Dc = 2 \cdot 1,7238 \text{ m} = 3,4477 \text{ m} \\
 Jc &= \frac{Dc}{4} = \frac{1,7238 \text{ m}}{4} = 0,4310 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### Perhitungan tekanan desain :

$$\begin{aligned}
 P_{operasi} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,6959 \text{ psi} \\
 P_{hidrostatik} &= \rho \cdot g \cdot H \\
 &= 1,1367 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 6,8953 \text{ m} \\
 &= 76,8097 \text{ kg/m.s}^2 \\
 &= 76,8097 \text{ N/m}^2 \\
 &= 0,0008 \text{ atm} \\
 &= 0,0111 \text{ psi} \\
 P_{perencanaan} &= P_{operasi} + P_{hidrostatik} \\
 &= (1 + 0,0008) \text{ atm} \\
 &= 1,0008 \text{ atm} \\
 &= 14,7070 \text{ psi} \\
 P_{desain} &= 1,1 \times P_{perencanaan} \\
 &= 1,1 \times 1,0008 \text{ atm} \\
 &= 1,1008 \text{ atm} \\
 &= 16,1777 \text{ psi} \\
 &= 16,1777 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

**Perhitungan tebal Cyclone :**

Material = SA-240 Grade M Type 316.  
 f = 18.750 psi (Brownell table item 4 page 342)  
 E = 0,8 (Sambungan Double welded butt joint)  
 (Brownell table 13.2 page 254)  
 C = 0,125 in (Kusnarjo page 14)

Perhitungan tebal silinder ( $t_s$ ) berdasarkan Brownell eq.13.1 page 254 :

$$t_s = \frac{P \text{ (lb/in}^2\text{)} \cdot r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,6 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)}$$

$$= \frac{16,1777 \cdot 34}{18,750 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 16,1777} + 0,1250$$

$$= 0,1617 \text{ in}$$

Jika nilai  $t_s$  distandarisasi berdasarkan Brownell table 5.7 page 90, maka :

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

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

Perhitungan OD :

$$\text{OD} = \text{ID (in)} + 2 \cdot t_s \text{ (in)}$$

$$= 68 + 2 \cdot 0,1875$$

$$= 68,3750 \text{ in}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan Brownell table 5.7 page 90, maka :

$$\text{OD} = 72 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder ( $L_s$ ) yang baru adalah :

$$\text{ID} = \text{OD (in)} - 2 \cdot t_s \text{ (in)}$$

$$= 72 - 2 \cdot 0,1875$$

$$= 71,625 \text{ in}$$

$$= 1,8193 \text{ m}$$

$$L_s = 107,4375 \text{ in}$$

$$= 8,9531 \text{ ft}$$

Perhitungan tebal konis berdasarkan Kusnarjo eq.2-30 page 19 :

$$\text{Tebal konis} = \frac{P \cdot D_e}{2 \cdot \cos\left(\frac{1}{2} \alpha\right) (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Dimana :

$$P = 16,1777 \text{ lb/in}^2$$

$$D_e = \text{ID}$$

$$= 68 \text{ in}$$

$$\alpha = 30^\circ$$

$$1/2 \alpha = 15^\circ$$

$$\cos(1/2 \alpha) = 1$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai tebal konis adalah :

$$\text{Tebal konis} = 0,1630 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in}$$

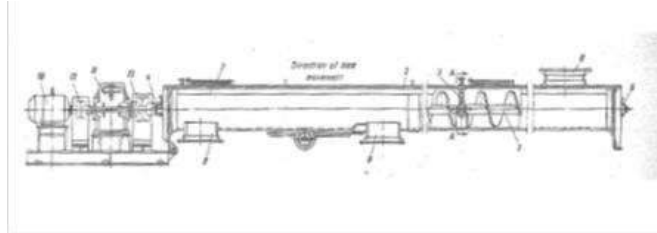
**Tabel C.41** Spesifikasi *Cyclone I* (H-314)

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



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

- Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri dari *Rotary Dryer* ke *Rotary Cooler* .
- Tipe : *Horizontal conveyor* dengan *solid screw* dan dilengkapi dengan *intermediate bearing*.
- Bahan konstruksi : *Carbon steel*.
- Jumlah : 1 unit.



**Gambar C.18** Skema *Screw Conveyor* (*Spivakovsky fig. 162 page 267*)

$$\begin{aligned}
 \text{Feed} &= 15.616,7087 \text{ kg/jam} \\
 \text{Over design factor} &= 10\% \quad (\text{Walas table 1.4 page 7}) \\
 \text{Feed desain (Q)} &= 1,1 \times \text{Feed} \\
 &= 1,1 \times 15.616,7087 \text{ kg/jam} \\
 &= 17.351,8986 \text{ kg/jam} \\
 &= 17,3519 \text{ ton/jam} \\
 \text{Volume feed} &= 7,2226 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Volume desain} &= 1,1 \times \text{Volume feed} \\
 &= 1,1 \times 7,2226 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 8,0252 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Densitas bulk } (\gamma) &= 17.351,8986 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{8,0252 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
 &= 2.162,1889 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 2,1622 \text{ ton/m}^3 \\
 \text{T operasi} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} \\
 \text{P operasi} &= 1 \text{ atm} \\
 \text{Inclination } (\beta) &= 0 \text{ }^\circ
 \end{aligned}$$

Nilai *factor C for that inclination* berdasarkan *Spivakovsky page 274* :

$$\text{Factor C (C)} = 1$$

Nilai *loading efficiency* ( $\psi$ ) for salt berdasarkan *Spivakovsky page 274* :

$$\text{Loading efficiency } (\psi) = 0,125$$

*Trial* nilai *screw rotating speed* (n) hingga didapatkan nilai *screw diameter* (D) sesuai dengan *Spivakovsky table 25 page 274* :

$$\text{Trial nilai n} = 29,4733 \text{ rpm}$$

Perhitungan nilai *screw diameter* (D) berdasarkan *Spivakovsky eq. 193 page 276* :

$$\begin{aligned}
 \text{Screw diameter (D)} &= \sqrt[3]{\frac{4 \cdot Q \left(\frac{\text{ton}}{\text{jam}}\right)}{(60 \cdot \Pi) \cdot (0,8 \cdot n \text{ (rpm)}) \cdot \psi \cdot \gamma \left(\frac{\text{ton}}{\text{m}^3}\right) \cdot C}} \\
 &= 0,2000 \quad \text{m} \\
 &= 200 \quad \text{mm} \\
 &= 7,8740 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Nilai *screw rotating speed* (n) berdasarkan *Spivakovsky table 25 page 274* :

$$\begin{aligned}
 n_{\max} &= 150 \quad \text{rpm} \\
 n_{\min} &= 23,6 \quad \text{rpm}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan *Spivakovsky page 274, for salt the value of max. rotating speed of the screw should be decreased by 30%* .

$$\begin{aligned}
 n_{\max} &= 150 \text{ rpm} - (30\% \cdot 150 \text{ rpm}) \\
 &= 105,0 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Nilai *screw pitch* (S) for salt berdasarkan *Spivakovsky page 276* :

$$\begin{aligned}
 \text{Screw pitch (S)} &= 0,8 \quad \cdot D \\
 &= 0,8 \quad \cdot 0,2000 \quad \text{m} \\
 &= 0,1600 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan *load propulsion rate* (v) berdasarkan *Spivakovsky page 274* :

$$\begin{aligned}
 \text{Load propulsion rate (v)} &= \frac{S \text{ (m)} \cdot n \text{ (rpm)}}{60} \\
 &= \frac{0,1600 \cdot 29,4733}{60} \\
 &= 0,0786 \quad \text{m/s} \\
 &= 0,2579 \quad \text{ft/s}
 \end{aligned}$$

*Hold up time* = 60 s (Asumsi)

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang screw washer (L)} &= \text{Load propulsion rate} \cdot \text{Hold up time} \\
 &= 0,0786 \text{ m/s} \cdot 60 \text{ s} \\
 &= 4,7157 \text{ m} \\
 &= 15,4715 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jarak screw washer (H)} &= \text{Panjang screw washer} \cdot \text{Cos}(\beta) \\
 &= 4,7157 \text{ m} \cdot \text{Cos}(0^\circ) \\
 &= 4,7157 \text{ m}
 \end{aligned}$$

*Efficiency motor* ( $\eta$ ) = 85% (generally)

*Resistance factor* ( $\omega_o$ ) = 2,5 (Spivakovsky page 275)

Perhitungan *power required for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 195 page 275* :

$$\begin{aligned}
 \text{Power (N)} &= \frac{Q \text{ (ton/jam)}}{367} \cdot (L \text{ (m)} \cdot \omega_o + H \text{ (m)}) \\
 &= \frac{17,3519}{367} \cdot (4,7157 \cdot 3 + 4,7157) \\
 &= 0,7804 \text{ kW} \\
 \text{Power actual} &= \frac{\text{Power (N)}}{\text{Efficiency motor } (\eta)} \\
 &= \frac{0,7804 \text{ kW}}{85\%} \\
 &= 0,9181 \text{ kW} \\
 &= 1,2312 \text{ hp}_{(1)}
 \end{aligned}$$

Perhitungan *torque capacity for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 196 page 275* :

$$\begin{aligned}
 \text{Torque capacity (M)} &= 975 \cdot \frac{\text{Power actual (kW)}}{\text{Rotating speed (rpm)}} \\
 &= 975 \cdot \frac{0,9181}{29,4733} \\
 &= 30,3706 \text{ kg.m} \\
 &= 219,6711 \text{ lb.ft}
 \end{aligned}$$

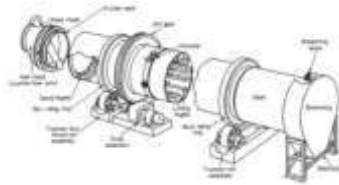
**Tabel C.41** Spesifikasi *Screw Conveyor IV (J-321)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Screw Conveyor IV (J-321)</i>
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam industri dari Rotary Dryer ke Rotary Cooler.
Tipe	<i>Horizontal conveyor</i> dengan <i>solid screw</i> dan dilengkapi dengan <i>intermediate bearing</i> .
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i> .
Kapasitas (ton/jam)	18
Diameter <i>Screw</i> (in)	8
Panjang <i>Screw</i> (ft)	16
<i>Screw Rotation Speed</i> (rpm)	30
<i>Load Propulsion Rate</i> (ft/s)	1
<i>Inclination</i> (°)	0
<i>Torque</i> (lb/ft)	220
<i>Power</i> (hp <sub>(1)</sub> )	2
Jumlah (unit)	1

**18. Rotary Cooler (B-320)**

Fungsi : Menurunkan suhu garam industri dengan menggunakan udara.  
 Tipe : *Direct Cold Rotary Cooler.*  
 Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316.*  
 Jumlah : 1 unit.

P operasi = 1 atm  
 = 14,6959 lb/in<sup>2</sup>  
 Basis waktu = 1 jam



**Gambar C.19** Skema Rotary Cooler (Perry fig. 12-59 page 12-54)

**Tabel C.42** Spesifikasi Feed Garam Aliran <13>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,9975	15.616,7087	2.170	7,1966
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	3,6798	2.960	0,0012
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	3,4216	2.150	0,0016
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	7,2094	2.325	0,0031
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	1,5568	2.344,6	0,0007
KCl	0,0004	5,9480	1.988	0,0030
KBr	0,0001	1,4179	2.750	0,0005
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0357	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0010	15,8138	995,68	0,0159
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>15.655,7918</b>		<b>7,2226</b>

**Tabel C.43** Spesifikasi Garam Keluar Aliran <14>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,9972	15.460,5416	2.170	7,1247
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	3,6430	2.960	0,0012
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	3,3874	2.150	0,0016
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	7,1373	2.325	0,0031
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	1,5413	2.344,6	0,0007
KCl	0,0004	5,8885	1.988	0,0030
KBr	0,0001	1,4037	2.750	0,0005
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0354	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0013	20,8530	995,68	0,0209
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>15.504,4313</b>		<b>7,1556</b>

$$\begin{aligned}
\text{Massa feed garam (m)} &= 15.655,7918 \text{ kg/jam} \\
\text{Volume feed garam} &= 7,2226 \text{ m}^3/\text{jam} \\
\text{Densitas feed garam} &= \frac{\text{Massa feed garam}}{\text{Volume feed garam}} \\
&= \frac{15.655,7918 \text{ kg/jam}}{7,2226 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
&= 2.167,6001 \text{ kg/m}^3 \\
\text{Massa feed udara} &= 27.312,1903 \text{ kg/jam} \text{ (Appendiks C Blower II)} \\
&= 60.213,0009 \text{ lb/jam} \\
\text{Volume feed udara} &= 22.960,9902 \text{ m}^3/\text{jam} \text{ (Appendiks C Blower II)} \\
\text{Densitas udara} &= \frac{\text{Massa feed udara}}{\text{Volume feed udara}} \\
&= \frac{27.312,1903 \text{ kg/jam}}{22.960,9902 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
&= 1,1895 \text{ kg/m}^3
\end{aligned}$$

Dari Appendix B didapatkan data sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
\text{Suhu udara masuk (T}_{G1}\text{)} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} \\
&= 86 \text{ }^\circ\text{F} \\
\text{Suhu udara keluar (T}_{G2}\text{)} &= 58,75 \text{ }^\circ\text{C} = 331,90 \text{ K} \\
&= 138 \text{ }^\circ\text{F} \\
\text{Suhu wet bulb (T}_{WB}\text{)} &= 25,50 \text{ }^\circ\text{C} = 298,65 \text{ K} \\
\text{Suhu garam masuk (T}_{S1}\text{)} &= 86,00 \text{ }^\circ\text{C} = 359,15 \text{ K} \\
\text{Suhu garam keluar (T}_{S2}\text{)} &= 30,5 \text{ }^\circ\text{C} = 303,65 \text{ K} \\
T_{ref} &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} \\
\text{Heat duty udara masuk (q}_T\text{)} &= 32.190,4567 \text{ kkal/jam} \\
&= 127.656,7285 \text{ Btu/jam}
\end{aligned}$$

Berdasarkan *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7<sup>th</sup> Ed. page 12-50*, diperoleh data untuk kecepatan udara adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan udara (v}_{udara}\text{)} &= 5,1 \text{ m/s} \\
&= 16,7323 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

Perhitungan  $\Delta T$  LMTD berdasarkan *Perry 7<sup>th</sup> Ed. eq. 11-5b page 11-4* :

$$\begin{aligned}
\Delta T \text{ LMTD} &= \frac{(\text{T}_{G1} - \text{T}_{S2}) - (\text{T}_{G2} - \text{T}_{S1})}{\ln \left( \frac{\text{T}_{G1} - \text{T}_{S2}}{\text{T}_{G2} - \text{T}_{S1}} \right)} \\
&= \frac{(30 - 30,5) - (58,75 - 86,00)}{\ln \left( \frac{30 - 30,5}{58,75 - 86,00} \right)} \\
&= -6,69 \text{ }^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

$$= 266,46 \quad \text{K}$$

$$= 19,96 \quad \text{°F}$$

Perhitungan densitas udara berdasarkan *Mc.Cabe page 367* :

$$\begin{aligned} \text{Densitas udara (at } 86 \text{ °F)} &= \frac{29}{359} \cdot \frac{492}{T \text{ (°F)} + 460} \\ &= \frac{29}{359} \cdot \frac{492}{86 + 460} \\ &= 0,0728 \quad \text{lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan *mass velocity* udara (G) berdasarkan *Mc.Cabe eq. 4.8 page 66* :

$$\begin{aligned} \text{Mass velocity udara (G)} &= v_{\text{udara}} \text{ (ft/s)} \cdot \rho_{\text{udara at } 86^{\circ}\text{F}} \text{ (lb/ft}^3\text{)} \\ &= 16,7323 \cdot 0,0728 \\ &= 1,2180 \quad \text{lb/ft}^2\cdot\text{s} \\ &= 4.384,6379 \quad \text{lb/ft}^2\cdot\text{jam} \\ &= 21.407,6922 \quad \text{kg/m}^2\cdot\text{jam} \end{aligned}$$

Perhitungan diameter *cooler* (D) berdasarkan *Mc.Cabe page 797* :

$$\begin{aligned} \text{Cross sectional area} &= \frac{\text{Massa feed udara}}{\text{Mass velocity udara}} \\ &= \frac{27.312,1903 \quad \text{kg/jam}}{21407,69 \quad \text{kg/m}^2\cdot\text{jam}} \\ &= 1,2758 \quad \text{m}^2 \\ &= 13,7327 \quad \text{ft}^2 \\ \text{Diameter cooler (ID)} &= \left( \frac{4 \cdot \text{Cross sectional area}}{\Pi} \right)^{0,5} \\ &= \left( \frac{4 \cdot 1,2758 \quad \text{m}^2}{\Pi} \right)^{0,5} \\ &= 1,2745 \quad \text{m} \\ &= 4,1815 \quad \text{ft} \\ &= 50,1782 \quad \text{in} \\ \text{Jari-jari cooler (r}_i\text{)} &= 25,0891 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Perhitungan *volumetric heat transfer coefficient* (Ua) berdasarkan *Mc.Cabe page 796* :

$$\begin{aligned} \text{Volumetric heat transfer coefficient (Ua)} &= \frac{0,5 \cdot G^{0,67} \text{ (lb/ft}^2\cdot\text{jam)}}{\text{ID (ft)}} \\ &= \frac{0,5 \cdot 275,4835}{4,1815} \\ &= 32,9407 \quad \text{Btu/ft}^3\cdot\text{h}\cdot\text{°F} \end{aligned}$$

Perhitungan panjang *cooler* (L) berdasarkan *Mc.Cabe page 797* :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang cooler (L)} &= \frac{q_T}{0,125 \cdot \Pi \cdot \text{ID} \cdot G^{0,67} \cdot \Delta T \text{ LMTD}} \\
 &= \frac{q_T \text{ (Btu/jam)}}{\text{Cross sectional area (ft}^2\text{)} \cdot U_a \text{ (Btu/ft}^3\text{.jam.}^\circ\text{F)} \cdot \Delta T \text{ LMTD (}^\circ\text{F)}} \\
 &= \frac{127.656,7285}{13,7327 \cdot 32,9407 \cdot 19,96} \\
 &= 14,1394 \text{ ft} \\
 &= 4,3097 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Ratio L/ID} &= \frac{\text{Panjang cooler}}{\text{Diameter cooler}} \\
 &= \frac{4,3097 \text{ m}}{1,2745 \text{ m}} \\
 &= 3,3814 \quad (\text{a reasonable value for Rotary Dryer})
 \end{aligned}$$

Berdasarkan *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7<sup>th</sup> Ed. page 12-56*, diperoleh data untuk kecepatan udara adalah sebagai berikut.

$$\text{Peripheral speed (N)} = 0,5 \text{ m/s}$$

Perhitungan rotasi *cooler* berdasarkan *Dutta KB page 567* :

$$\begin{aligned}
 \text{Rotasi cooler (rps)} &= \frac{\text{Peripheral speed (m/s)} \cdot 60}{\Pi \cdot \text{Diameter cooler (m)}} \\
 &= \frac{0,5 \cdot 60}{\Pi \cdot 1,2745} \\
 &= 7,4924 \text{ rpm} \\
 &= 0,1249 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Penentuan *dimensi flight* :

$$\begin{aligned}
 \text{Jenis flight} &= \text{Two segment flight.} \quad (\text{Dutta KB page 567}) \\
 \text{Flight angle} &= 45^\circ \quad (\text{Dutta KB page 567}) \\
 \text{Jumlah flight} &= 3 \cdot \text{Diameter cooler (Perry's 7}^{\text{th}} \text{ Ed. page 12-54)} \\
 &= 3 \cdot 1,2745 \text{ m} \\
 &= 3,8236 \text{ flight/lingkaran} \\
 &= 4 \\
 \text{Jarak flight offset} &= 1 \text{ m} \quad (\text{Perry's 7}^{\text{th}} \text{ Ed. page 12-53}) \\
 \text{Jumlah lingkaran} &= \frac{\text{Panjang cooler}}{\text{Jarak flight offset}} \\
 &= \frac{4,3097 \text{ m}}{1 \text{ m}} \\
 &= 4,3097 \\
 &= 5 \quad (\text{Perry's 7}^{\text{th}} \text{ Ed. page 12-54})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Total flight} &= \text{Jumlah lingkaran} \cdot \text{Jumlah flight} \\
&= 5 \cdot 4 \\
&= 20 \text{ flight} \quad (\text{Dutta KB page 567}) \\
\text{Panjang flight} &= \frac{\text{Diameter cooler}}{8} \quad (\text{Dutta KB page 567}) \\
&= \frac{1,2745 \text{ m}}{8} \\
&= 0,1593 \text{ m} \\
\text{Tebal ring} &= 0,15 \text{ m} \quad (\text{Perry's 7}^{\text{th}} \text{ Ed. page 12-53}) \\
\text{Material} &= \text{SA-240 Grade M Type 316.} \\
f &= 18.750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell table item 4 page 342}) \\
E &= 0,8 \quad (\text{Sambungan Double welded butt joint}) \\
&\quad (\text{Brownell table 13.2 page 254}) \\
C &= 0,125 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo page 14})
\end{aligned}$$

Perhitungan tebal silinder ( $t_s$ ) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$\begin{aligned}
t_s &= \frac{P \text{ (lb/in}^2\text{)} \cdot r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,6 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\
&= \frac{14,6959 \cdot 25,0891}{18.750 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 14,6959} + 0,1250 \\
&= 0,1496 \text{ in}
\end{aligned}$$

Jika nilai  $t_s$  distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\begin{aligned}
t_s &= 0,1875 \text{ in} \\
&= \frac{3}{16} \text{ in}
\end{aligned}$$

Perhitungan OD :

$$\begin{aligned}
\text{OD} &= \text{ID (in)} + 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\
&= 50,1782 + 2 \cdot 0,1875 \\
&= 50,5532 \text{ in}
\end{aligned}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\begin{aligned}
\text{OD} &= 54 \text{ in} \\
&= 1,3716 \text{ m}
\end{aligned}$$

Berikut merupakan data yang diperoleh dari *Geankoplis table A.3-16 page 883* :

$$\begin{aligned}
\text{Bahan konstruksi cooler} &= \text{SA-240 Grade M Type 316.} \\
\text{Konduktivitas termal (} k_s \text{)} &= 16,56 \text{ W/m.K} \\
&= 59,616 \text{ kJ/jam.m.K} \\
\text{Densitas (} \rho_s \text{)} &= 7.817 \text{ kg/m}^3 \\
C_p \text{ konstruksi} &= 0,461 \text{ kJ/kg.K}
\end{aligned}$$



Perhitungan *power dryer* :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume silinder} &= \Pi \cdot (OD^2 - ID^2) \cdot \frac{L}{4} \\
 &= \Pi \cdot (1,3716^2 - 1,2745^2) \cdot \frac{4,3097}{4} \\
 &= 0,3286 \text{ m}^3 \\
 \text{Massa silinder} &= \text{Densitas } (\rho_s) \cdot \text{Volume silinder} \\
 &= 7.817 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,3286 \text{ m}^3 \\
 &= 2.568,5185 \text{ kg} \\
 &= 2,5685 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Demi keamanan, volume *hold up* bahan diasumsikan 10% dari volume *cooler*.

$$\begin{aligned}
 \text{Volume hold up bahan} &= 0,1 \cdot \text{Volume cooler} \\
 &= 0,1 \cdot \left( \frac{\Pi \cdot ID(m)^2 \cdot L(m)}{4} \right) \\
 &= 0,1 \cdot \left( \frac{\Pi \cdot 1,2745^2 \cdot 4,3097}{4} \right) \\
 &= 0,5498 \text{ m}^3 \\
 \text{Massa hold up bahan} &= \text{Volume hold up bahan} \cdot \rho \text{ bahan} \\
 &= 0,5498 \text{ m}^3 \cdot 2.166,7452 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 1.191,3526 \text{ kg} \\
 &= 1,1914 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas telah didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \text{Massa silinder } (m_s) &= 2.568,5185 \text{ kg} \\
 \text{Massa hold up bahan } (m_b) &= 1.191,3526 \text{ kg} \\
 \text{Massa total cooler } (m_d) &= m_s \text{ (kg)} + m_b \text{ (kg)} \\
 &= 2.568,5185 + 1.191,3526 \\
 &= 3.759,8711 \text{ kg} \\
 &= 3,7599 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Power} &= (0,45 \times m_d \times N) + (0,12 \times m_b \times OD \times rps \times \text{Total flight}) \\
 &= 1.662,1765 \text{ kg.m/s} \\
 &= 16,3004 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\text{Efficiency } (\eta) = 80\% \quad (\text{Dutta KB page 567})$$

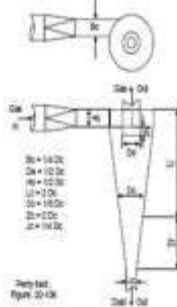
$$\begin{aligned}
 \text{Power actual} &= \frac{\text{Power}}{\text{Efficiency motor } (\eta)} \\
 &= \frac{16,3004 \text{ kW}}{80\%} \\
 &= 20,3755 \text{ kW} \\
 &= 27,3240 \text{ hp } (1)
 \end{aligned}$$

**Tabel C.44** Spesifikasi *Rotary Cooler* (B-320)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	<i>Rotary Cooler</i> (B-320)
Fungsi	Menurunkan suhu garam industri dengan menggunakan udara.
Tipe	<i>Direct Cold Rotary Cooler.</i>
Bahan Konstruksi	<i>SA-240 Grade M Type 316.</i>
Kapasitas (ton/jam)	2
Diameter Dalam (in)	51
Panjang (ft)	15
Power (hp <sub>(1)</sub> )	28
Jumlah (unit)	1

**19. Cyclone II (H-322)**

- Fungsi : Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari *Rotary Cooler* .
- Tipe : *Tangential Inlet Cyclone Separator*.
- Bahan konstruksi : SA-240 Grade M Type 316.
- Jumlah : 1 unit.



**Gambar C.20** Skema Cyclone (*Perry fig. 17-36 page 17-29*)

**Tabel C.45** Spesifikasi *Feed* Aliran <37>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,0057	156,1671	2.170	0,0720
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0368	2.960	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0342	2.150	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0721	2.325	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0156	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0595	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0142	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0004	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0182	498,8862	995,68	0,5011
Udara	0,9761	26.808,2648	1,0662	25.144,7117
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>27.463,5508</b>		<b>25.145,2848</b>

P operasi	=	1	atm
	=	14,6959	lb/in <sup>2</sup>
	=	1,01325	bar
Basis waktu	=	1	jam
T <i>feed</i>	=	331,90	K
	=	58,75	°C
Massa <i>feed</i>	=	27.463,5508	kg/jam
	=	27,4636	ton/jam
Massa <i>solid</i>	=	655,2860	kg/jam
Volume <i>solid</i>	=	0,5731	m <sup>3</sup>
Densitas <i>solid</i> (ρ <sub>s</sub> )	=	$\frac{\text{Massa solid}}{\text{Volume solid}}$	

$$\begin{aligned}
&= \frac{655,2860 \text{ kg}}{0,5731 \text{ m}^3} \\
&= 1.143,3695 \text{ kg/m}^3 \\
\text{Massa gas} &= 27.463,5508 \text{ kg/jam} \\
&= 60.546,6933 \text{ lb/jam} \\
\text{Volume gas} &= 25.145,2848 \text{ m}^3/\text{jam} \\
\text{Densitas gas } (\rho_g) &= \frac{\text{Massa gas}}{\text{Volume gas}} \\
&= \frac{27.463,5508 \text{ kg}}{25.145,2848 \text{ m}^3} \\
&= 1,0922 \text{ kg/m}^3 \\
\text{S/G solid dalam gas} &= \frac{\text{Massa garam}}{\text{Volume campuran}} \\
&= \frac{655,2860 \text{ kg}}{25.145,2848 \text{ m}^3} \\
&= 0,0261 \text{ kg/m}^3
\end{aligned}$$

#### Perhitungan dimensi cyclone :

Berdasarkan *Perry 8<sup>th</sup> Ed. page 17-32* , kecepatan gas masuk ke *Cyclone* adalah sekitar 8-30 m/s, maka diasumsikan :

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan gas masuk } (v_{in}) &= 15 \text{ m/s} \\
&= 49,2126 \text{ ft/s} \\
\text{Diameter partikel masuk } (d_{pi}) &= 0,5 \text{ mm} \\
&= 0,0005 \text{ m} \\
&= 0,0016 \text{ ft} \\
\text{Viskositas gas } (\mu_g) &= 0,00002 \text{ kg/m.s}
\end{aligned}$$

$$\text{Effective number } (Ns) = 3,5 \quad (\text{Perry } 8^{\text{th}} \text{ Ed. fig. 17-38 page 17-30})$$

$$\text{Collection efficiency } (E_L) = 95\% \quad (\text{Perry } 8^{\text{th}} \text{ Ed. fig. 17-41 page 17-31})$$

$$\frac{d_{pi}}{D_{pth}} = 7,5 \quad (\text{Perry } 8^{\text{th}} \text{ Ed. fig. 17-39 page 17-30})$$

Berdasarkan data di atas, didapatkan nilai diameter partikel pada saat bagian partikel telah terurai ( $D_{pth}$ ) adalah :

$$\begin{aligned}
D_{pth} &= \frac{d_{pi}}{7,5} \\
&= \frac{0,0016 \text{ ft}}{7,5} \\
&= 0,0002 \text{ ft} \\
&= 0,0001 \text{ m}
\end{aligned}$$

Berdasarkan *Perry 8<sup>th</sup> Ed. page 17-30*, didapatkan nilai lebar inlet *Cyclone rectangular* (Bc) adalah :

$$\begin{aligned}
 Bc &= \frac{D_{pth}^2 \cdot \Pi \cdot N_s \cdot v_{in} \cdot (\rho_s - \rho_g)}{9 \cdot \mu_g} \\
 &= \frac{0,0001^2 \cdot \Pi \cdot 3,5 \cdot 15 \cdot (1.143,3695 - 1,0922)}{9 \cdot 0,00002} \\
 &= 0,4657 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan *Perry 8<sup>th</sup> Ed. page 17-29* didapatkan nilai diameter *Cyclone* (Dc), diameter saluran gas keluar *Cyclone* (De), tinggi *Cyclone* di Bc pada gas masuk (Hc), panjang ruang gravitasi *settling* dalam arah aliran gas (Lc), lebar *outlet Cyclone rectangular* (Sc), panjang ruang spiral dalam *Cyclone* (Zc), diameter partikel keluar (Jc) adalah :

$$\begin{aligned}
 Dc &= 4 \cdot Bc = 4 \cdot 0,4657 \text{ m} = 1,8626 \text{ m} \\
 De &= \frac{Dc}{2} = \frac{1,8626 \text{ m}}{2} = 0,9313 \text{ m} \\
 Hc &= \frac{Dc}{2} = \frac{1,8626 \text{ m}}{2} = 0,9313 \text{ m} \\
 Lc &= 2 \cdot Dc = 2 \cdot 1,8626 \text{ m} = 3,7253 \text{ m} \\
 Sc &= \frac{Dc}{8} = \frac{1,8626 \text{ m}}{8} = 0,2328 \text{ m} \\
 Zc &= 2 \cdot Dc = 2 \cdot 1,8626 \text{ m} = 3,7253 \text{ m} \\
 Jc &= \frac{Dc}{4} = \frac{1,8626 \text{ m}}{4} = 0,4657 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### Perhitungan tekanan desain :

$$\begin{aligned}
 P_{operasi} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,6959 \text{ psi} \\
 P_{hidrostatik} &= \rho \cdot g \cdot H \\
 &= 1,0922 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 7,4505 \text{ m} \\
 &= 79,7467 \text{ kg/m.s}^2 \\
 &= 79,7467 \text{ N/m}^2 \\
 &= 0,0008 \text{ atm} \\
 &= 0,0116 \text{ psi} \\
 P_{perencanaan} &= P_{operasi} + P_{hidrostatik} \\
 &= (1 + 0,0008) \text{ atm} \\
 &= 1,0008 \text{ atm} \\
 &= 14,7075 \text{ psi} \\
 P_{desain} &= 1,1 \times P_{perencanaan} \\
 &= 1,1 \times 1,0008 \text{ atm} \\
 &= 1,1009 \text{ atm} \\
 &= 16,1782 \text{ psi} \\
 &= 16,1782 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

**Perhitungan tebal Cyclone :**

Material = SA-240 Grade M Type 316.  
 $f = 18.750 \text{ psi}$  (Brownell table item 4 page 342)  
 $E = 0,8$  (Sambungan Double welded butt joint)  
 (Brownell table 13.2 page 254)  
 $C = 0,125 \text{ in}$  (Kusnarjo page 14)

Perhitungan tebal silinder ( $t_s$ ) berdasarkan Brownell eq.13.1 page 254 :

$$t_s = \frac{P \text{ (lb/in}^2\text{)} \cdot r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,6 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)}$$

$$= \frac{16,1782 \cdot 37}{18.750 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 16,1782} + 0,1250$$

$$= 0,1649 \text{ in}$$

Jika nilai  $t_s$  distandarisasi berdasarkan Brownell table 5.7 page 90, maka :

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

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

Perhitungan OD :

$$OD = ID \text{ (in)} + 2 \cdot t_s \text{ (in)}$$

$$= 74 + 2 \cdot 0,1875$$

$$= 74,3750 \text{ in}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan Brownell table 5.7 page 90, maka :

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

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder ( $L_s$ ) yang baru adalah :

$$ID = OD \text{ (in)} - 2 \cdot t_s \text{ (in)}$$

$$= 78 - 2 \cdot 0,1875$$

$$= 77,625 \text{ in}$$

$$= 1,9717 \text{ m}$$

$$L_s = 116,4375 \text{ in}$$

$$= 9,7031 \text{ ft}$$

Perhitungan tebal konis berdasarkan Kusnarjo eq.2-30 page 19 :

$$\text{Tebal konis} = \frac{P \cdot D_e}{2 \cdot \cos\left(\frac{1}{2} \alpha\right) (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Dimana :

$$P = 16,1782 \text{ lb/in}^2$$

$$D_e = ID$$

$$= 74 \text{ in}$$

$$\alpha = 30^\circ$$

$$1/2 \alpha = 15^\circ$$

$$\cos(1/2 \alpha) = 1$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai tebal konis adalah :

$$\text{Tebal konis} = 0,1663 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in}$$

**Tabel C.46** Spesifikasi *Cyclone* II (H-322)

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

### 15. Belt Conveyor III (J-323)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri dari rotary cooler menuju bucket elevator IV

Feed : 12,292 ton/jam

Tipe : *Troughed Belt*

Ditetapkan untuk panjang *belt*

Panjang *belt* = 50 m (Asumsi)

Dari Tabel 21-7, Perry's 7th edition

Feed = 29 ton/jam

Lebar *belt* = 0,35 m

Kecepatan *belt* = 6400,8 m/jam

Power motor = 0,44 hp/30,48 m

Power Tripper = 2 hp



**Gambar B.2** Skema *Belt Conveyor I*

Perhitungan

Kecepatan *belt* =  $\frac{\text{Feed belt conveyor} \times \text{kecepatan belt teoritis}}{\text{Feed belt teoritis}}$

=  $\frac{12,292 \text{ ton/jam} \times 6400,8 \text{ m/jam}}{29 \text{ ton/jam}}$

= 2712,949 m/jam

Power horizontal = Panjang *belt* x  $\frac{\text{Power motor}}{30,48 \text{ m}}$

= 50 m x  $\frac{0,44 \text{ hp}}{30,48 \text{ m}}$

= 0,722 hp

Power total = Power Horizontal + Power Tripper

= 0,722 + 2

= 2,722 hp

Efisiensi alat = 80% (Asumsi)

Power Operasi =  $\frac{\text{power total}}{\text{Efisiensi Alat}}$

=  $\frac{2,722 \text{ hp}}{80\%}$

= 3,402 hp

≈ 4 hp

**Tabel B.37** Spesifikasi *Belt Conveyor I* (J-323)

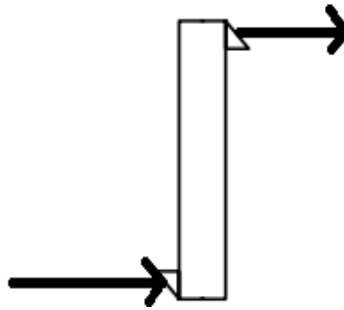
Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Belt Conveyor (J-323)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam industri dari rotary cooler menuju bucket elevator IV
Tipe	Troughed Belt
Feed (ton/jam)	12,292



Bahan Konstruksi	Rubber
Jumlah (unit)	1
Panjang Belt (m)	50
Lebar Belt (m)	0,35
Kecepatan Belt (m/jam)	2712,949
Power Operasi (hp)	4

### 16. *Bucket Elevator II (J-324)*

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri dari *belt conveyer III* menuju *roll crusher II*  
*Feed* : 12,292 ton/jam  
Tipe : *Continuous Bucket on Chain*  
Bahan : *Carbon Steel*



**Gambar B.38** Skema *Bucket Elevator I*

Ditetapkan untuk tinggi *bucket*

Tinggi *bucket* : 8 m

Dari Perry's 7th ed (1997) Tabel 21-9 diperoleh :

*Feed* : 31,7 ton/jam

*Size of Bucket* : 203 x 140 x 197 ton pada 2743,2 m/jam

*Size of lumps handled* : 0,0254 m

Kecepatan *bucket* : 2743,2 m/jam

rpm pada *head shaft* : 28 rpm

*Power head shaft* : 5 hp

*Bucket Spacing* : 0,2032 m

Perhitungan

Kecepatan *bucket* =  $\frac{\text{Feed bucket}}{\text{Feed bucket teoritis}}$  x kecepatan *bucket* teoritis

$$= \frac{12,292 \text{ ton/jam}}{31,7 \text{ ton/jam}} \times 2743,2 \text{ m/jam}$$

$$= 1063,662 \text{ m/jam}$$

Rotasi *head shaft* =  $\frac{\text{Feed bucket}}{\text{Feed bucket teoritis}}$  x Rotasi *head shaft* teoritis

$$= \frac{12,292 \text{ ton/jam}}{31,7 \text{ ton/jam}} \times 28 \text{ rpm}$$

$$= 10,857 \text{ rpm}$$

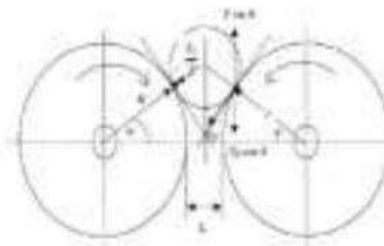
$$\begin{aligned}
 \text{Power head shaft} &= \frac{\text{Feed bucket}}{\text{Feed bucket teoritis}} \times \text{Power head shaft teoritis} \\
 &= \frac{12,292 \text{ ton/jam}}{31,7 \text{ ton/jam}} \times 5 \text{ hp} \\
 &= 1,939 \text{ hp} \\
 &\approx 2 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.38** Spesifikasi *Bucket Elevator* I (J-324)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Bucket Elevator II (J-324)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam industri dari <i>belt conveyor</i> III menuju <i>roll crusher</i> II
Tipe	Continuous Bucket on Chain
Kapasitas (ton)	7,746
Bahan	Carbon Steel
Tinggi Bucket (m)	8
Size of lumps handle (m)	0,0254
Kecepatan Bucket (m/jam)	670,301
Head Shaft (rpm)	6,842
Power Head Shaft (hp)	1
Bucket Spacing (m)	0,2032

### 17. Roll Crusher II (C-330)

Fungsi : Mengecilkan ukuran partikel garam industri menjadi 1 mm  
 Tipe : *Double roll crusher*.  
 Bahan konstruksi : *High alloy steel*.  
 Jumlah : 1 unit



**Gambar B.39** Skema *Roll Crusher* I (Egbe fig.1 page 512)

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,9887	7.000,5999	2.170	3,2261
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6798	2.960	0,0006
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,6085	2.150	0,0007
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2713	2.325	0,0014
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6960	2.344,6	0,0003
KCl	0,0004	2,6593	1.988	0,0013
KBr	0,0001	0,6339	2.750	0,0002

KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0160	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0098	69,4458	995,68	0,0697
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>7.080,6106</b>		<b>3,3004</b>

$$\begin{aligned} \text{Bulk Density } (p) &= \frac{\text{Massa rate feed}}{\text{Volumetric feed}} \\ &= \frac{7080,6106 \text{ kg/jam}}{3,3004 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 2145,3653 \text{ ton/m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Efficiency} = 75\% \text{ (Egbe page 512)}$$

$$\begin{aligned} \text{Teoritical input capacity} &= \frac{\text{feed}}{\text{Efficiency}} \\ \text{(m atau Q)} &= \frac{7080,6106 \text{ ton/jam}}{75\%} \\ &= 9440,8141 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Friction coefficient } (\mu) = 0,2 \text{ (Barry A. Wills page 135)}$$

$$F \times \sin \theta = \mu \times F \times \cos \theta \text{ (Egbe page 512)}$$

$$\sin \theta = \mu \times \cos \theta$$

$$\theta = 12,567^\circ$$

$$\text{Max. Feed diameter } (x_1) = 4 \text{ mm (Asumsi)}$$

$$= 0,004 \text{ m}$$

$$\text{Roll distance } (L) = 2 \text{ mm (Asumsi)}$$

$$= 0,002 \text{ m}$$

Perhitungan rolls radius (R) berdasarkan Egbe eq. 2 page 512 :

$$\cos \theta = \frac{R + L/2}{R + x_1/2}$$

$$\begin{aligned} \cos (12,567^\circ) &= \frac{R + 0,002/2}{R + 0,04/2} \end{aligned}$$

$$\text{Rolls radius } (R) = 39,743 \text{ mm}$$

$$= 0,0397 \text{ m}$$

$$\text{Rolls diameter } (D) = 79,49 \text{ mm}$$

$$= 0,079 \text{ m}$$

$$= 3,129 \text{ in}$$

$$\text{Crusher width } (W) = 1 \text{ m (Egbe page 512)}$$

Perhitungan rotation speed (N) berdasarkan Egbe page 513 :

$$\begin{aligned} \text{Rotation Speed } (N) &= \frac{Q(\text{kg/jam})}{60 \times \pi \times D(\text{m}) \times W(\text{m}) \times L(\text{m}) \times p(\text{kg/m}^3)} \\ &= \frac{9440,8141}{60 \times \pi \times 0,079 \times 1 \times 0,002 \times 2145,3653} \\ &= 146,8550 \text{ rpm} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter output } (x_2) = 1 \text{ mm}$$

$$= 0,001 \text{ m}$$

Perhitungan reduction ratio (Rd) berdasarkan Egbe page 513 :

$$\begin{aligned}
 \text{Reduction Ratio (Rd)} &= \frac{x_1}{x_2} \\
 &= \frac{0,004 \text{ m}}{0,001 \text{ m}} \\
 &= 4 \text{ (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

Karena, berdasarkan *Egbe page 513* :

$$\text{Max. reduction ratio} = 5 : 1$$

$$\text{Work Index (Wi)} = 8,78 \text{ kWh/ton (McCabe table 29.1 page 964)}$$

Perhitungan *power (W) to grind the material* berdasarkan *McCabe eq. (29.10) page 964* :

$$\begin{aligned}
 \text{Power (W)} &= \text{in} \left( \frac{\text{ton}}{\text{jam}} \right) \cdot 0,3162 \cdot \text{Wi} \left( \frac{1}{\text{---}} - \frac{1}{\text{---}} \right) \\
 &= 9,4408 \times 0,3162 \times 8,78 \times (1/(1)^{1/2} - 1/(4)^{1/2}) \\
 &= 13,105 \text{ kW} \\
 &= 17,574 \text{ hp} \\
 &\approx 18 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.40** Spesifikasi *Roll Crusher I (C-330)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Roll Crusher I (C-330)
Fungsi	Mengecilkan ukuran partikel garam industri menjadi 1 mm.
Tipe	Double roll crusher
<i>Teoritical input capacity</i> (ton/jam)	9,4408
Bahan Konstruksi	High Alloy Steel
Diameter <i>Roll</i> (in)	3,129
Kecepatan rotasi (rpm)	147
Ukuran Feed (mm)	4
Ukuran Produk (mm)	1
Reduction Ratio	4
Power (hp)	18
Jumlah (unit)	1

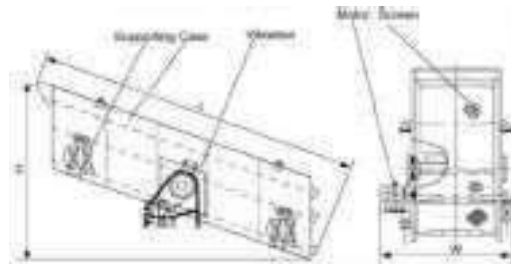
### 18. *Screener II (H-331)*

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

Tipe : *High speed vibrating screen.*

Bahan konstruksi : *Carbon steel.*

Jumlah : 1 unit



**Gambar B.40** Skema *Screener I* ([www.perrymining.com](http://www.perrymining.com))

Berdasarkan *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7 th Ed. table 19-6 page 19-20*, diperoleh data untuk menyaring garam ukuran 16 mesh sebagai berikut.

*Tyler equivalent designation* = 16 mesh  
*Sieve opening (a)* = 1 mm  
= 0,001 m  
= 0,0394 in  
*Wire Diameter (d)* = 0,58 mm  
= 0,00058 m  
*Sieve Designation* = 1 mm

Perhitungan luas *screen (A)* berdasarkan *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7 th Ed. Eq. (19-7) page 19-23* :

$$\text{Luas screen (A)} = \frac{0,4 \times \text{Ct}}{\text{Cu} \times \text{Foa} \times \text{Fs}}$$

Dimana

*Flowrate (Ct)* = 7,2996 ton/jam  
*Unit Capacity (Cu)* = 0,2 ton/h/ft<sup>2</sup>  
*Open Area Factor (Foa)* = 100 x a<sup>2</sup> x m<sup>2</sup>  
= 100 x a<sup>2</sup> x (1/(axd)<sup>2</sup>)  
= 100 x 0,001<sup>2</sup> x (1/(0,001+0,00058)<sup>2</sup>)  
= 40,0577

*Shotted Area Factor (Fs)* = 0,5 (*Perry's 7th Ed. table 19-7 page 19-22*)

Maka, didapatkan

$$\begin{aligned} \text{Luas Screen (A)} &= \frac{0,4 \times \text{Ct}}{\text{Cu} \times \text{Foa} \times \text{Fs}} \\ &= \frac{0,4 \times 7,2996}{0,0186 \times 40,0577 \times 0,5} \\ &= 7,8459 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dimensi Screen :

Rasio panjang : lebar = 2 : 1 (Asumsi)  
Dengan demikian, didapatkan ukuran screen sebesar :  
Panjang = 3,9613 m  
= 12,9964 ft  
Lebar = 1,9806 m  
= 77,9782 in

**Tabel B.41** Spesifikasi *Screener II* (H-331)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Screener II (H-331)
Fungsi	Menyaring garam industri sehingga didapatkan garam rakyat dengan ukuran maksimal 4 mm.
Tipe	High Speed vibrating screen
<i>Feed</i> (ton/jam)	7,3
Bahan Konstruksi	Carbon Steel
Luas Screen (ft <sup>2</sup> )	85
Jumlah (Unit)	1

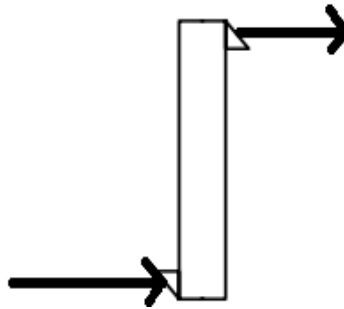
**19. Bucket Elevator V (J-332)**

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri yang oversize (lebih dari 1 mm) dari screener II kembali ke roll crusher II

*Feed* : 0,219 ton/jam

Tipe : *Continuous Bucket on Chain*

Bahan : *Carbon Steel*



**Gambar B.41** Skema *Bucket Elevator II*

Ditetapkan untuk tinggi *bucket*

Tinggi *bucket* : 15 m

Dari Perry's 7th ed (1997) Tabel 21-9 diperoleh :

*Feed* : 31,7 ton/jam

*Size of Bucket* : 203 x 140 x 197 ton pada 2743,2 m/jam

*Size of lumps handled* : 0,0254 m

Kecepatan *bucket* : 2743,2 m/jam

rpm pada *head shaft* : 28 rpm

*Power head shaft* : 3,4 hp

*Bucket Spacing* : 0,2032 m

Perhitungan

Kecepatan *bucket* =  $\frac{\text{Feed bucket}}{\text{Feed bucket teoritis}}$  x kecepatan *bucket* teoritis

$$= \frac{0,219 \text{ ton/jam}}{31,7 \text{ ton/jam}} \times 2743,2 \text{ m/jam}$$

$$= 18,95 \text{ m/jam}$$

Rotasi *head shaft* =  $\frac{\text{Feed bucket}}{\text{Feed bucket teoritis}}$  x Rotasi *head shaft* teoritis

$$\begin{aligned}
 & \text{Feed bucket teoritis} \\
 & = \frac{0,219 \text{ ton/jam} \times 28 \text{ rpm}}{31,7 \text{ ton/jam}} \\
 & = 0,193 \text{ rpm} \\
 \text{Power head shaft} & = \frac{\text{Feed bucket}}{\text{Feed bucket teoritis}} \times \text{Power head shaft teoritis} \\
 & = \frac{0,219 \text{ ton/jam}}{31,7 \text{ ton/jam}} \times 3,4 \text{ hp} \\
 & = 0,023 \text{ hp} \\
 & \approx 1 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.42** Spesifikasi *Bucket Elevator* II (J-332)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Bucket Elevator</i> V (J-332)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam industri yang oversize (lebih dari 1 mm) dari screener II kembali ke roll crusher II
Tipe	Continuous Bucket on Chain
Kapasitas (ton/jam)	0,219
Bahan	Carbon Steel
Tinggi Bucket (m)	15
Size of lumps handle (m)	0,0254
Kecepatan Bucket (m/jam)	18,95
Head Shaft (rpm)	0,193
Power Head Shaft (hp)	1
Bucket Spacing (m)	0,2032
Jumlah (Unit)	1

**20. Silo II (F-333)**

- Fungsi : Sebagai tempat penampungan sementara garam industri sebelum masuk ke *salt storage*.
- Tipe : Silinder dengan tutup atas *standard dished head* dan tutup bawah *conical*.
- Bahan Konstruksi : SA-240 Grade M Type 316.
- Jumlah : 1 unit



**Gambar B.42** Skema *Silo* I

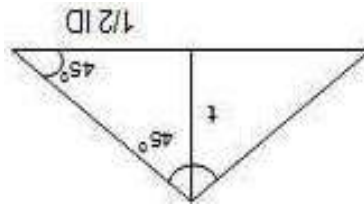
**Tabel B.42** Spesifikasi Feed Garam Industri Pada Silo II (F-333)

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,9887	6.856,2576	2.170	3,1596
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6452	2.960	0,0006
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	1,5753	2.150	0,0007
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2039	2.325	0,0014
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6817	2.344,6	0,0003
KCl	0,0004	2,6045	1.988	0,0013
KBr	0,0001	0,6209	2.750	0,0002
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0156	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0098	68,0139	995,68	0,0683
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>6.934,6186</b>		<b>3,2324</b>

Toperasi = 30°C  
 Poperasi = 1 atm  
 Hold up time = 1 jam (asumsi)  
 Feed = 6934,6186 kg/jam  
 = 6,9346 ton/jam  
 Feed tinggal = Feed x Hold up time  
 = 6934,6186 kg/jam x 1 jam  
 = 6934,6186 kg  
 = 6,9346 ton/jam  
 Volume feed = 3,2324 m<sup>3</sup>/jam  
 Volume feed tinggal = Volume feed x Hold up time  
 = 3,2324 m<sup>3</sup>/jam x 1 jam  
 = 3,2324 m<sup>3</sup>  
 Safety Factor = 20% (Rovanessa, 2013)  
 Sehingga,  
 Volume Silo =  $\frac{\text{Volume feed tinggal}}{80\%}$   
 =  $\frac{3,2324 \text{ m}^3}{80\%}$   
 = 4,0405 m<sup>3</sup>  
 = 142,6878 ft<sup>3</sup>

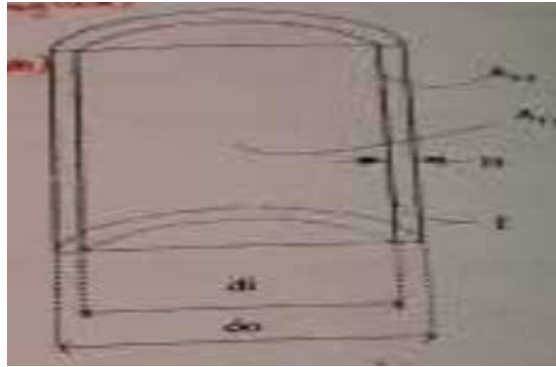
Perhitungan diameter & tinggi tangki :  
 $V_{\text{silinder}} = 1/4 \times \pi \times \text{ID}^2 \times \text{Ls}$   
 Dimana,  
 Tinggi silinder (Ls) = 1,5 x ID  
 Maka didapatkan,  
 $V_{\text{silinder}} = 1,1781 \times \text{ID}^3$





Untuk  $V_{\text{tutup bawah}}$  digunakan tutup bawah berbentuk *conical* dengan sudut  $90^\circ$  maka,

$$\begin{aligned}
 \alpha &= 90^\circ \\
 t &= \frac{1}{2} \times \text{ID} \times \tan\left(\frac{1}{2} \alpha\right) \\
 &= \frac{1}{2} \times \text{ID} \times \tan(45^\circ) \\
 V_{\text{tutup bawah}} &= V_{\text{conical}} \\
 &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2 \times t \\
 &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2 \times \frac{1}{2} \times \text{ID} \times \tan\left(\frac{1}{2} \alpha\right) \\
 &= \frac{\pi}{24} \times \text{ID}^3 \times \tan(45^\circ) \\
 &= 0,1309 \times \text{ID}^3 \\
 V_{\text{tutup atas}} &= 0,0847 \times \text{ID}^3 \\
 V_{\text{tutup}} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{tutup atas}} \\
 &= 0,1309 \times \text{ID}^3 + 0,0847 \times \text{ID}^3 \\
 &= 0,2156 \times \text{ID}^3 \\
 V_{\text{silo}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup}} \\
 4,0405 \text{ m}^3 &= 1,1781 \times \text{ID}^3 + 0,2156 \times \text{ID}^3 \\
 &= 1,3937 \times \text{ID}^3 \\
 \text{ID}^3 &= 2,8991 \text{ m}^3 \\
 \text{ID} &= 1,4259 \text{ m} \\
 &= 56,1376 \text{ in} \\
 r_i &= 0,7129 \text{ m} \\
 &= 28,0688 \text{ in} \\
 \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 2,1388 \text{ m} \\
 &= 7,0172 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi conical (h}_b\text{)} &= 0,7129 \text{ m} \\
 &= 2,3391 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi tutup atas (h}_a\text{)} &= 0,169 \times \text{ID} \\
 &= 0,169 \times 1,4259 \text{ m} \\
 &= 0,241 \text{ m} \\
 &= 0,7906 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi tangki} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi conical} + \text{Tinggi tutup atas} \\
 &= 2,1388 \text{ m} + 0,241 \text{ m} + 0,7129 \text{ m} \\
 &= 3,0928 \text{ m} \\
 &= 10,1469 \text{ ft}
 \end{aligned}$$



Material = SA-240 Grade M Type 316.  
 f = 18750 psi  
 E = 0,8  
 C = 0,125 in

**Perhitungan tekanan desain :**

$P_{operasi}$  = 1 atm  
 = 14,5038 psia  
 $P_{beban}$  =  $\frac{F}{A}$

Dimana,

F = *feed* tinggal x percepatan gravitasi  
 = 6934,6186 kg x 9,8 m/s<sup>2</sup>  
 = 67959,2621 kg.m/s<sup>2</sup>  
 = 67959,2621 N  
 A =  $\pi \times r^2 + \pi \times r \times s$   
 =  $\pi \times r^2 + \pi \times r \times \frac{r}{\sin(45^\circ)}$   
 =  $\pi \times 0,7129^2 + \pi \times 0,7504 \times \frac{0,7504}{\sin(45^\circ)}$   
 = 3,8551 m<sup>2</sup>

Maka didapatkan,

$P_{beban}$  =  $\frac{67959,2621 \text{ N}}{3,8551 \text{ m}^2}$   
 = 17628,1916 N/m<sup>2</sup>  
 = 2,5568 psia

$P_{total}$  =  $P_{operasi} + P_{beban}$   
 = (14,5038 + 2,5568) psia  
 = 17,061 psia  
 = 2,3606 psig

*Over designn factor* = 10% (Walas table 1.4 page 7)

$P_{design}$  =  $\frac{1}{1 - \text{Over Design Factor}} \times P_{total}$   
 =  $\frac{1}{1 - 10\%} \times 2,3606 \text{ psig}$   
 = 2,5966 psig  
 = 2,5966 lb/in<sup>2</sup>

Perhitungan tebal tangki :

Perhitungan tebal silinder ( $t_s$ ) berdasarkan Brownell eq.13.1 page 254 :

$$\begin{aligned}t_s &= \frac{P(\text{lb/in}^2) \times r_i (\text{in})}{f(\text{psi}) \times E - 0,6 \times P(\text{lb/in}^2)} + C (\text{in}) \\&= \frac{2,5966 \times 28,0688}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 2,5966} + 0,125 \\&= 0,1299 \text{ in}\end{aligned}$$

Jika nilai  $t_s$  distandarisasi berdasarkan Brownell table 5.7 page 90, maka :

$$\begin{aligned}t_s &= 0,1875 \text{ in} \\&= 3/16 \text{ in}\end{aligned}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Perhitungan OD :

$$\begin{aligned}\text{OD} &= \text{ID (in)} + 2 \times t_s(\text{in}) \\&= 56,1376 + 2 \times 0,1875 \\&= 56,5126 \text{ in}\end{aligned}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan Brownell table 5.7 page 90, maka :

$$\begin{aligned}\text{OD} &= 60 \text{ in} \\i_c r &= 3,625 \text{ in} \\r &= 60 \text{ in}\end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder ( $L_s$ ) yang baru adalah :

$$\begin{aligned}\text{ID} &= \text{OD (in)} - 2 \times t_s(\text{in}) \\&= 60 - 2 \times 0,1875 \\&= 59,625 \text{ in} \\L_s &= 89,4375 \text{ in}\end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup tangki :

Perhitungan tebal tutup bawah ( $t_{hb}$ ) berdasarkan Brownell eq. (6.154) :

$$t_{hb} = \frac{P \times D_e}{2 \times \cos(1/2 \alpha) \times (f \times E - 0,6 \times P)} + C$$

Dimana :

$$\begin{aligned}P &= 2,5966 \text{ lb/in}^2 \\D_e &= \text{ID} \\&= 59,625 \text{ in} \\\alpha &= 90^\circ \\1/2 \alpha &= 45^\circ \\\cos(1/2 \alpha) &= 0,707 \\f &= 18750 \text{ psi} \\E &= 0,8 \\C &= 0,125 \text{ in}\end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan nilai  $t_{hb}$  adalah :

$$\begin{aligned}t_{hb} &= 0,1323 \text{ in} \\&\approx 0,25 \text{ in}\end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup atas ( $t_{ha}$ ) berdasarkan Kusnarjo eq.2-30 page 19 :

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times P(\text{lb/in}^2) \times r(\text{in})}{f \times E - 0,6 \times P} + C$$

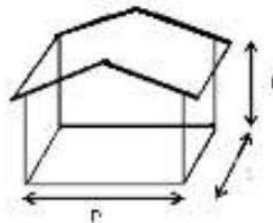
$$\begin{aligned}
& f(\text{psi}) \times E - 0,1 \times P(\text{lb/in}^2) \\
& = \frac{0,885 \times 2,5966 \times 60}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 2,5966} + C \\
& = 0,1342 \text{ in} \\
& \approx 0,25 \text{ in}
\end{aligned}$$

**Tabel B.43** Spesifikasi *Silo II* (J-333)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Silo I</i> (F-333)
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)	7
Volume silo (ft <sup>3</sup> )	143
Conical Angle	90
Diameter Dalam (in)	60
Tinggi Silinder (ft)	90
Tebal silinder (in)	0,1875
Tinggi Tutup Bawah (ft)	3
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Tinggi Tutup Atas (ft)	1
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Jumlah (unit)	1

## 21. *Salt Storage* (F-334)

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.
Jumlah	: 1 unit
Waktu tinggal maks	: 2 minggu = 14 hari = 336 jam
Bahan baku	: 6934,6186 kg/jam
Bahan baku tinggal	: 2330031,8431 kg = 2330,032 ton



**Gambar B.43** Skema *Salt Storage*

**Tabel B.44** Spesifikasi Garam Industri

<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg/jam)</b>	<b>Densitas (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>Volume (m<sup>3</sup>/jam)</b>
NaCl	0,9887	6.856,2576	2.170	3,1596
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	1,6452	2.960	0,0006
CaCl	0,0002	1,5753	2.150	0,0007
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	3,2039	2.325	0,0014
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,6817	2.344,6	0,0003
KCl	0,0004	2,6045	1.988	0,0013
KBr	0,0001	0,6209	2.750	0,0002
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0156	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0098	68,0139	995,68	0,0683
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>6.934,6186</b>		<b>3,2324</b>

Toperasi = 30°C  
 Poperasi = 1 atm  
 Volume produk = Volume *feed* x Waktu tinggal  
 = 3,2324 m<sup>3</sup>/jam x 336 jam  
 = 1086,0770 m<sup>3</sup>  
*Safety Factor* = 20% (Rovanessa, 2013)  
 Volume *produk* = 80% x Volume *storage*  
 Volume *storage* =  $\frac{\text{Volume } \textit{product}}{80\%}$   
 =  $\frac{1086,0770 \text{ m}^3}{80\%}$   
 = 1357,5962 m<sup>3</sup>  
 = 47943,1024 ft<sup>3</sup>  
 Tinggi *storage* = 8 m (Asumsi)  
 = 26,2467 ft  
 Luas kebutuhan *storage* =  $\frac{\text{Volume } \textit{storage}}{\text{Tinggi } \textit{storage}}$   
 =  $\frac{1357,5962 \text{ m}^3}{8 \text{ m}}$   
 = 169,6995 m<sup>2</sup>  
 = 1826,6287 ft<sup>2</sup>  
 Rasio panjang : lebar = 1 : 1 (Asumsi)  
 Dengan demikian, didapatkan ukuran gudang sebesar :  
 Panjang gudang = 13,0269 m  
 = 42,7391 ft

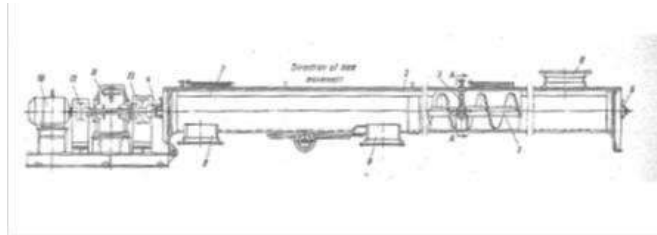
Lebar gudang = 13,0269 m  
 = 512,8695 in  
 Tinggi gudang = 8 m  
 = 26,246 ft

**Tabel B.45** Spesifikasi Gudang Bahan Baku (F-111)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	<i>Salt Storage</i> (F-334)
Fungsi	Untuk menyimpan produk garam industri sebelum proses packing
Tipe	Housing
Bentuk Bangunan	Pondasi Berbentuk Persegi panjang dengan atap tertutup
Bahan Konstruksi	Beton Bertulang
Kapasitas <i>Storage</i> (ton)	2330
Volume <i>Storage</i> (ft <sup>3</sup> )	47944
Tinggi <i>Storage</i> (ft)	27
Panjang <i>Storage</i> (ft)	43
Lebar <i>Storage</i> (in)	513
Jumlah (unit)	1

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

- Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri yang tidak lolos dari *Screener* II ke *Brine Mixer Tank* I.
- Tipe : *Horizontal conveyor* dengan *solid screw* dan dilengkapi dengan *intermediate bearing*.
- Bahan konstruksi : *Carbon steel*.
- Jumlah : 1 unit.



**Gambar C.26** Skema *Screw Conveyor* (Spivakovsky fig. 162 page 267)

**Tabel C.56** Spesifikasi Garam Industri Pada *Screw Conveyor* VI (J-412)

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,9894	788,7187	2.170	0,3635
CaSO <sub>4</sub>	0,0002	0,1858	2.960	0,0001
CaCl <sub>2</sub>	0,0002	0,1728	2.150	0,0001
MgCl <sub>2</sub>	0,0005	0,3641	2.325	0,0002
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0001	0,0786	2.344,6	0,0000
KCl	0,0004	0,3004	1.988	0,0002
KBr	0,0001	0,0716	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0018	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0091	7,2877	995,68	0,0073
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>797,1817</b>		<b>0,3713</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Feed} &= 797,1817 \text{ kg/jam} \\
 \text{Over design factor} &= 10\% \quad (\text{Walas table 1.4 page 7}) \\
 \text{Feed desain (Q)} &= 1,1 \times \text{Feed} \\
 &= 1,1 \times 797,1817 \text{ kg/jam} \\
 &= 885,7574 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,8858 \text{ ton/jam} \\
 \text{Volume feed} &= 0,3713 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Volume desain} &= 1,1 \times \text{Volume feed} \\
 &= 1,1 \times 0,3713 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,4126 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Densitas bulk } (\gamma) &= 885,7574 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{0,4126 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
 &= 2.147,0298 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 2,1470 \text{ ton/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
T \text{ operasi} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} \\
P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} \\
\text{Inclination } (\beta) &= 0 \text{ } ^\circ
\end{aligned}$$

Nilai *factor C for that inclination* berdasarkan *Spivakovsky page 274* :

$$\text{Factor } C \text{ (C)} = 1$$

Nilai *loading efficiency* ( $\psi$ ) for salt berdasarkan *Spivakovsky page 274* :

$$\text{Loading efficiency } (\psi) = 0,125$$

*Trial* nilai *screw rotating speed* (n) hingga didapatkan nilai *screw diameter* (D) sesuai dengan *Spivakovsky table 25 page 274* :

$$\text{Trial nilai } n = 29,4733 \text{ rpm}$$

Perhitungan nilai *screw diameter* (D) berdasarkan *Spivakovsky eq. 193 page 276* :

$$\begin{aligned}
\text{Screw diameter (D)} &= \sqrt[3]{\frac{4 \cdot Q \left(\frac{\text{ton}}{\text{jam}}\right)}{(60 \cdot \Pi) \cdot (0,8 \cdot n \text{ (rpm)}) \cdot \psi \cdot \gamma \left(\frac{\text{ton}}{\text{m}^3}\right) \cdot C}} \\
&= 0,2000 \text{ m} \\
&= 200 \text{ mm} \\
&= 7,8740 \text{ in}
\end{aligned}$$

Nilai *screw rotating speed* (n) berdasarkan *Spivakovsky table 25 page 274* :

$$n_{\text{max}} = 150 \text{ rpm}$$

$$n_{\text{min}} = 23,6 \text{ rpm}$$

Berdasarkan *Spivakovsky page 274, for salt the value of max. rotating speed of the screw should be decreased by 30%* .

$$\begin{aligned}
n_{\text{max}} &= 150 \text{ rpm} - (30\% \cdot 150 \text{ rpm}) \\
&= 105,0 \text{ rpm}
\end{aligned}$$

Nilai *screw pitch* (S) for salt berdasarkan *Spivakovsky page 276* :

$$\begin{aligned}
\text{Screw pitch (S)} &= 0,8 \cdot D \\
&= 0,8 \cdot 0,2000 \text{ m} \\
&= 0,1600 \text{ m}
\end{aligned}$$

Perhitungan *load propulsion rate* (v) berdasarkan *Spivakovsky page 274* :

$$\begin{aligned}
\text{Load propulsion rate (v)} &= \frac{S \text{ (m)} \cdot n \text{ (rpm)}}{60} \\
&= \frac{0,1600 \cdot 29,4733}{60} \\
&= 0,0786 \text{ m/s} \\
&= 0,2579 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

$$\text{Hold up time} = 60 \text{ s (Asumsi)}$$

$$\text{Panjang screw washer (L)} = \text{Load propulsion rate} \cdot \text{Hold up time}$$



$$\begin{aligned}
&= 0,0786 \quad \text{m/s} \quad \cdot \quad 60 \quad \text{s} \\
&= 4,7157 \quad \text{m} \\
&= 15,4715 \quad \text{ft} \\
\text{Jarak screw washer (H)} &= \text{Panjang screw washer} \cdot \text{Cos}(\beta) \\
&= 4,7157 \quad \text{m} \cdot \text{Cos}(0^\circ) \\
&= 4,7157 \quad \text{m} \\
\text{Efficiency motor } (\eta) &= 85\% \quad (\text{generally}) \\
\text{Resistance factor } (\omega_o) &= 2,5 \quad (\text{Spivakovsky page 275})
\end{aligned}$$

Perhitungan *power required for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 195 page 275* :

$$\begin{aligned}
\text{Power (N)} &= \frac{Q \text{ (ton/jam)}}{367} \cdot (L \text{ (m)} \cdot \omega_o + H \text{ (m)}) \\
&= \frac{0,8858}{367} \cdot (4,7157 \cdot 3 + 4,7157) \\
&= 0,0398 \quad \text{kW} \\
\text{Power actual} &= \frac{\text{Power (N)}}{\text{Efficiency motor } (\eta)} \\
&= \frac{0,0398 \quad \text{kW}}{85\%} \\
&= 0,0469 \quad \text{kW} \\
&= 0,0628 \quad \text{hp}_{(1)}
\end{aligned}$$

Perhitungan *torque capacity for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 196 page 275* :

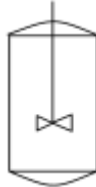
$$\begin{aligned}
\text{Torque capacity (M)} &= 975 \cdot \frac{\text{Power actual (kW)}}{\text{Rotating speed (rpm)}} \\
&= 975 \cdot \frac{0,0469}{29,4733} \\
&= 1,5503 \quad \text{kg.m} \\
&= 11,2135 \quad \text{lb.ft}
\end{aligned}$$

**Tabel C.57** Spesifikasi *Screw Conveyor VI (J-412)*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	<i>Screw Conveyor VI (J-412)</i>
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam industri yang tidak lolos dari Screener II ke Brine Mixer Tank I.
Tipe	<i>Horizontal conveyor</i> dengan <i>solid screw</i> dan dilengkapi dengan <i>intermediate bearing</i> .
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel.</i>
Kapasitas (ton/jam)	1
Diameter <i>Screw</i> (in)	8
Panjang <i>Screw</i> (ft)	16
<i>Screw Rotation Speed</i> (rpm)	30
<i>Load Propulsion Rate</i> (ft/s)	1
<i>Inclination</i> (°)	0
<i>Torque</i> (lb/ft)	12
<i>Power</i> (hp <sub>(1)</sub> )	1
Jumlah (unit)	1

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

- Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara garam industri dengan H<sub>2</sub>O untuk membuat *brine* .
- Tipe : Silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dished head*.
- Bahan konstruksi : SA-240 Grade M Type 316.
- Jumlah : 1 unit.



**Gambar C.27** Skema Brine Mixer Tank

**Tabel C.58** Data *Solubility* Tiap Komponen Pada Suhu 30 °C (Perry 8<sup>th</sup> ed, 2008)

Komponen	<i>Solubility</i> (kg/kg H <sub>2</sub> O)
NaCl	0,3609
CaSO <sub>4</sub>	0,00264
CaCl <sub>2</sub>	1,02
MgCl <sub>2</sub>	0,56
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,077
KCl	0,372
KBr	0,707
KIO <sub>3</sub>	0,103

**Tabel C.59** Spesifikasi *Feed* Garam Industri Aliran <20>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,9600	13.230,0000	2.170	6,0968
CaSO <sub>4</sub>	0,0018	24,8063	2.960	0,0084
CaCl <sub>2</sub>	0,0041	56,5031	2.150	0,0263
MgCl <sub>2</sub>	0,0025	34,4531	2.325	0,0148
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0316	435,4875	995,68	0,4374
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>13.781,2500</b>		<b>6,5836</b>

- Massa garam = 13.781,2500 kg
- Massa H<sub>2</sub>O = 435,4875 kg
- Massa *solid* = massa garam - massa H<sub>2</sub>O
- = 13.345,7625 kg

$$\begin{aligned}
 \text{Volume garam} &= 6,5836 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume H}_2\text{O} &= 0,4374 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume solid} &= \text{Volume garam} - \text{volume H}_2\text{O} \\
 &= 6,1463 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

**Tabel C.60** Spesifikasi *Feed Pure Brine Recycle* Aliran <25> Saat *Start Up*

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,0000	0,0000	2.170	0,0000
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	995,68	0,0000
<b>Total</b>	<b>0,0000</b>	<b>0,0000</b>		<b>0,0000</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Massa garam} &= 0,0000 \text{ kg} \\
 \text{Massa H}_2\text{O} &= 0,0000 \text{ kg} \\
 \text{Massa solid} &= \text{massa garam} - \text{massa H}_2\text{O} \\
 &= 0,0000 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume garam} &= 0,0000 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume H}_2\text{O} &= 0,0000 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume solid} &= \text{Volume garam} - \text{volume H}_2\text{O} \\
 &= 0,0000 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

**Tabel C.61** Spesifikasi *Feed H<sub>2</sub>O* Aliran <24>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,0000	0,0000	2.170	0,0000
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,0000	36.218,7500	995,68	36,3759
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>36.218,7500</b>		<b>36,3759</b>

Tabel C.62 Spesifikasi *Brine* Keluar Aliran <21>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,2646	13.230,0000	2.170	6,0968
CaSO <sub>4</sub>	0,0005	24,8063	2.960	0,0084
CaCl <sub>2</sub>	0,0011	56,5031	2.150	0,0263
MgCl <sub>2</sub>	0,0007	34,4531	2.325	0,0148
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,7331	36.654,2375	995,68	36,8133
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>50.000,0000</b>		<b>42,9595</b>

$$\begin{aligned} \text{Densitas solid } (\rho \text{ solid}) &= \frac{\text{Massa solid}}{\text{Volume solid}} \\ &= \frac{13.345,7625 \text{ kg/jam}}{6,1463 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 2.171,3654 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter partikel } (D_p) &= 2 \text{ mm} \\ &= 0,002 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Difusivitas NaCl } (D_{AB}) &= 0,0000000281 \text{ m}^2/\text{s} \\ &\quad (\text{Handbook of Chemistry and Physics, CRC}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas liquid } (\mu) &= 0,8700 \text{ cp} \\ &= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\ &= 3,1320 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas liquid } (\rho) = 995,6800 \text{ kg/m}^3$$

Perhitungan *schmidt number* ( $N_{sc}$ ) berdasarkan *Geankoplis eq. (6.2-46) page 396* :

$$\begin{aligned} \text{Schmidt number } (N_{sc}) &= \frac{\mu \text{ (kg/m.s)}}{D_{AB} \text{ (m}^2/\text{s)} \cdot \rho \text{ (kg/m}^3\text{)}} \\ &= \frac{0,0009}{0,0000000281 \cdot 995,6800} \\ &= 0,0864 \end{aligned}$$

$$\text{Gravity velocity } (g) = 9,8 \text{ m/s}^2$$

Perhitungan *terminal velocity* ( $v_t$ ) berdasarkan *Geankoplis eq. (14.3-9) page 817* :

$$\begin{aligned} \text{Terminal velocity } (v_t) &= \frac{g \cdot D_p^2 \cdot (\rho \text{ solid} - \rho)}{18 \cdot \mu} \\ &= \frac{9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot (0,002 \text{ m})^2 \cdot \left(2171,3654 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 995,680 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{18 \cdot 3,1057 \text{ kg/m.jam}} \end{aligned}$$

$$= 0,00082 \quad \text{m/s}^2$$

Perhitungan *reynold number* ( $N_{Re}$ ) berdasarkan *Geankoplis eq. (2.5-1)* page 49 :

$$\begin{aligned} \text{Reynold number } (N_{Re}) &= \frac{D_p \text{ (m)} \cdot v_t \text{ (m/s}^2) \cdot \rho \text{ (kg/m}^3)}{\mu \text{ (kg/m.s)}} \\ &= \frac{0,002 \cdot 0,00082 \cdot 995,6800}{0,0009} \\ &= 6.736,2151 \end{aligned}$$

$$\text{Drag coefficient } (C_D) = 0,36 \quad (\text{Geankoplis fig. 3.1-2 page 117})$$

Perhitungan *sherwood number* ( $N_{sh}$ ) dan *mass transfer coefficient* ( $k'_c$ ) berdasarkan *Geankoplis eq. (7.3-27)* page 444 :

$$\begin{aligned} \text{Sherwood number } (N_{sh}) &= 0,664 \cdot N_{Re}^{0,5} \cdot N_{sc}^{1/3} \\ &= 0,664 \cdot (6.736,2151)^{0,5} \cdot (0,0864)^{1/3} \\ &= 24,0902 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mass transfer coefficient } (k'_c) &= \frac{D_{AB} \text{ (m}^2\text{/s)}}{D_p \text{ (m)}} \cdot N_{sh} \\ &= \frac{0,00000000281}{0,002} \cdot 24,0902 \\ &= 0,00003 \quad \text{m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume partikel} &= \frac{4}{3} \cdot \Pi \cdot \left( \frac{D_p \text{ (mm)}}{2} \right)^3 \\ &= \frac{4}{3} \cdot \Pi \cdot \left( \frac{2}{2} \right)^3 \\ &= 4,1888 \quad \text{mm}^3 \\ &= 0,000000004 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

Contoh perhitungan *soluble time* untuk komponen  $\text{MgCl}_2$  :

$$\begin{aligned} \text{Volume solid} &= \text{Volume MgCl}_2 \text{ garam} + \text{Volume MgCl}_2 \text{ brine} \\ &= 0,0148 \quad \text{m}^3 + 0,0000 \quad \text{m}^3 \\ &= 0,0148 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Konsentrasi jenuh } (C_s) &= 0,56 \quad \text{kg/kg H}_2\text{O} \times \frac{\rho \text{ H}_2\text{O (kg/m}^3)}{1000 \quad \text{dm}^3/\text{m}^3} \\ &= 0,56 \quad \text{kg/kg H}_2\text{O} \times \frac{995,68 \quad \text{kg/m}^3}{1000 \quad \text{dm}^3/\text{m}^3} \\ &= 0,5576 \quad \text{kg/dm}^3 \text{ H}_2\text{O} \\ &= 0,5576 \quad \text{kg/liter H}_2\text{O} \\ &= 557,5808 \quad \text{kg/m}^3 \text{ H}_2\text{O} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Konsentrasi masuk} &= 0,0000 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times \frac{\rho \text{ H}_2\text{O (kg/m}^3\text{)}}{1000 \text{ dm}^3/\text{m}^3} \\
(C_m) &= 0,0000 \text{ kg/kg H}_2\text{O} \times \frac{995,68 \text{ kg/m}^3}{1000 \text{ dm}^3/\text{m}^3} \\
&= 0,0000 \text{ kg/dm}^3 \text{ H}_2\text{O} \\
&= 0,0000 \text{ kg/liter H}_2\text{O} \\
&= 0,0000 \text{ kg/m}^3 \text{ H}_2\text{O} \\
\text{Massa MgCl}_2 \text{ terlarut} &= \text{MgCl}_2 \text{ garam masuk} \\
&= 34,4531 \text{ kg} \\
&= 34,4531 \text{ kg} \\
\text{Jumlah partikel} &= \frac{\text{Volume solid}}{\text{Volume partikel}} \\
&= \frac{0,0148 \text{ m}^3}{0,000000004 \text{ m}^3} \\
&= 3.537.668 \\
\text{Surface area} &= 4 \cdot \Pi \cdot \left( \frac{D_p \text{ (mm)}}{2} \right)^2 \\
&= 4 \cdot \Pi \cdot \left( \frac{2}{2} \right)^2 \\
&= 12,5664 \text{ mm}^2 \\
&= 0,00001 \text{ m}^2 \\
\text{Particle surface area} &= \text{Jumlah partikel} \times \text{Surface area} \\
&= 3.537.668 \times 0,00001 \text{ m}^2 \\
&= 44,4556 \text{ m}^2 \\
\text{Effective interfacial area} &= \frac{\text{Particle surface area}}{\text{Total volume masuk}} \\
&= \frac{44,4556 \text{ m}^2}{6,5836 \text{ m}^3} \\
&= 6,7525 \text{ m}^{-1} \\
\text{Thickness of boundary} &= 2 \text{ mm} \\
&= 0,002 \text{ m} \\
\text{Rate of dissolving} &= \text{Effective interfacial area} \cdot \left( \frac{\text{Mass transfer coefficient}}{\text{Thickness of boundary}} \right) \cdot (C_s - C_m) \\
&= 6,7525 \cdot \left( \frac{0,00003}{0,002} \right) \cdot (557,5808 - 0,0000) \\
&= 63,7170 \text{ kg/s} \\
\text{Soluble time} &= \frac{\text{Massa MgCl}_2 \text{ terlarut}}{\text{Rate of solubility}} \\
&= \frac{34,4531 \text{ kg}}{63,7170 \text{ kg/s}} \\
&= 0,5407 \text{ s}
\end{aligned}$$

**Tabel C.63** Hasil Perhitungan *Soluble Time* Tiap Komponen

Komponen	Volume (m <sup>3</sup> )	C <sub>s</sub> (kg/m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O)	C <sub>m</sub> (kg/m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O)	Massa terlarut (kg)	Jumlah Partikel	Effective Interfacial Area (m <sup>-1</sup> )	Rate of Dis-solving (kg/s)	Soluble Time (s)
CaSO <sub>4</sub>	0,0084	2,6286	0,0000	24,8063	2.000.695	3,8188	0,1699	146
CaCl <sub>2</sub>	0,0263	1.015,5936	0,0000	56,5031	6.274.013	11,9754	205,8238	0,2745
MgCl <sub>2</sub>	0,0148	557,5808	0,0000	34,4531	3.537.668	6,7525	63,7170	0,5407
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	76,6674	0,0000	0,0000	0	0,0000	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	370,3930	0,0000	0,0000	0	0,0000	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	703,9458	0,0000	0,0000	0	0,0000	0,0000	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	102,5550	0,0000	0,0000	0	0,0000	0,0000	0,0000

*Min. residence time* diambil dari *soluble time* komponen yang paling lama.

$$\begin{aligned}
 \text{Min. residence Time} &= 146 \text{ s} \\
 &= 2,4337 \text{ menit} \\
 &= 0,0406 \text{ jam} \\
 \text{Hold up time} &= 3 \text{ menit} \\
 &= 0,0500 \text{ jam} \\
 \text{Feed} &= 50.000,0000 \text{ kg/jam} \\
 &= 50,0000 \text{ ton/jam} \\
 \text{Feed tinggal} &= \text{Feed} \times \text{Hold up time} \\
 &= 50.000,0000 \text{ kg/jam} \times 0,0500 \text{ jam} \\
 &= 2.500,0000 \text{ kg} \\
 &= 2,5000 \text{ ton} \\
 \text{Volume feed} &= 42,9595 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Volume feed tinggal} &= \text{Volume feed} \times \text{Hold up time} \\
 &= 42,9595 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,0500 \text{ jam} \\
 &= 2,1480 \text{ m}^3 \\
 &= 75,8551 \text{ ft}^3 \\
 \text{Over factor design} &= 10\% \quad (\text{Brownell, 1959}) \\
 \text{Sehingga,} \\
 \text{Volume tangki} &= 1,1 \times \text{Volume feed tinggal} \\
 &= 1,1 \times 2,1480 \text{ m}^3 \\
 &= 2,3866 \text{ m}^3 \\
 &= 84,2835 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$



**Perhitungan diameter & tinggi tangki :**

Ditetapkan bejana berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dished head* dengan perbandingan Ls/ID sebagai berikut.

$$\begin{aligned} \frac{L_s}{ID} &= 1,5 \\ L_s &= 1,5 \cdot ID \\ V_{\text{silinder}} &= (1/4) \cdot (\pi \cdot ID^2 \cdot L_s) \\ &= (1/4) \cdot (\pi \cdot ID^2 \cdot (1,5 \cdot ID)) \\ &= 0,3750 \cdot \pi \cdot ID^3 \\ V_{\text{tutup atas}} &= 0,0847 \cdot ID^3 \\ V_{\text{tutup bawah}} &= 0,0847 \cdot ID^3 \\ V_{\text{tutup}} &= V_{\text{tutup atas}} + V_{\text{tutup bawah}} \\ &= 2 \cdot (0,0847 \cdot ID^3) \\ V_{\text{bejana}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}} \\ &= (0,3750 \cdot \pi \cdot ID^3) + (2 \cdot (0,0847 \cdot ID^3)) \\ &= (1,1781 \cdot ID^3) + (0,1694 \cdot ID^3) \\ &= 1,3475 \cdot ID^3 \\ ID^3 &= \frac{V_{\text{bejana}}}{1,3475} \\ &= \frac{2,3866 \text{ m}^3}{1,3475} \\ &= 1,7712 \text{ m}^3 \\ ID &= 1,2099 \text{ m} \\ &= 47,6342 \text{ in} \\ r_i &= 0,6050 \text{ m} \\ &= 23,8171 \text{ in} \\ \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 1,5 \cdot ID \\ &= 1,5 \cdot 1,2099 \text{ m} \\ &= 1,8149 \text{ m} \\ &= 5,9543 \text{ ft} \\ \text{Tinggi tutup atas (ha)} &= 0,169 \cdot ID \\ &= 0,169 \cdot 1,2099 \text{ m} \\ &= 0,2045 \text{ m} \\ &= 0,6708 \text{ ft} \\ \text{Tinggi tutup bawah (hb)} &= 0,169 \cdot ID \\ &= 0,169 \cdot 1,2099 \text{ m} \\ &= 0,2045 \text{ m} \\ &= 0,6708 \text{ ft} \\ \text{Tinggi tangki (H)} &= L_s + ha + hb \\ &= (1,8149 + 0,2045 + 0,2045) \text{ m} \\ &= 2,2238 \text{ m} \\ &= 7,2960 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Perhitungan tekanan desain :**

$$\begin{aligned}
P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\
&= 14,6959 \text{ psi} \\
P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \cdot g \cdot H \\
&= 3.088,9399 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 2,2238 \text{ m} \\
&= 67.318,4430 \text{ kg/m.s}^2 \\
&= 67.318,4430 \text{ N/m}^2 \\
&= 0,6644 \text{ atm} \\
&= 9,7637 \text{ psi} \\
P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
&= (1 + 0,6644) \text{ atm} \\
&= 1,6644 \text{ atm} \\
&= 24,4596 \text{ psi} \\
P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
&= 1,1 \times 1,6644 \text{ atm} \\
&= 1,8493 \text{ atm} \\
&= 27,1773 \text{ psi} \\
&= 27,1773 \text{ lb/in}^2
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Material} &= SA-240 \text{ Grade M Type 316.} \\
f &= 18.750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell table item 4 page 342}) \\
E &= 0,8 \quad (\text{Sambungan Double welded butt joint}) \\
&\quad (\text{Brownell table 13.2 page 254}) \\
C &= 0,125 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo page 14})
\end{aligned}$$

**Perhitungan tebal tangki :**

Perhitungan tebal silinder ( $t_s$ ) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$\begin{aligned}
t_s &= \frac{P \text{ (lb/in}^2\text{)} \cdot r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,6 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\
&= \frac{27,1773 \cdot 23,8171}{18.750 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 27,1773} + 0,1250 \\
&= 0,1682 \text{ in}
\end{aligned}$$

Jika nilai  $t_s$  distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\begin{aligned}
t_s &= 0,1875 \text{ in} \\
&= \frac{3}{16} \text{ in}
\end{aligned}$$

**Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :**

Perhitungan OD :

$$\begin{aligned}
\text{OD} &= \text{ID (in)} + 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\
&= 47,6342 + 2 \cdot 0,1875 \\
&= 48,0092 \text{ in}
\end{aligned}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 54 \text{ in} \\ \text{icr} &= 3,25 \\ r &= 54 \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD (in)} - 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\ &= 54 - 2 \cdot 0,1875 \\ &= 53,625 \text{ in} \\ &= 1,3621 \text{ m} \\ \text{Ls} &= 80,4375 \text{ in} \\ &= 6,7031 \text{ ft} \end{aligned}$$

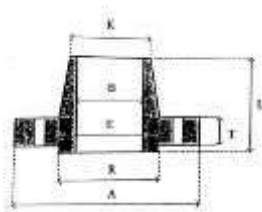
### Perhitungan tebal tutup tangki :

Perhitungan tebal tutup atas ( $t_{ha}$ ) berdasarkan *Kusnarjo eq.2-30 page 19* :

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,885 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)} \cdot r \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,1 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\ &= \frac{0,885 \cdot 27,1773 \cdot 54}{18.750 \cdot 0,8 - 0,1 \cdot 27,1773} + 0,125 \\ &= 0,2116 \text{ in} \\ &\approx 0,25 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup bawah ( $t_{hb}$ ) berdasarkan *Kusnarjo eq.2-30 page 19* :

$$\begin{aligned} t_{hb} &= \frac{0,885 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)} \cdot r \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,1 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\ &= \frac{0,885 \cdot 27,1773 \cdot 54}{18.750 \cdot 0,8 - 0,1 \cdot 27,1773} + 0,125 \\ &= 0,2116 \text{ in} \\ &\approx 0,25 \text{ in} \end{aligned}$$



**Gambar C.28** Skema *Nozzle* (*Brownell page 221*)

### Perhitungan diameter *nozzle* aliran <20> :

$$\begin{aligned} \text{Densitas feed } (\rho_{feed}) &= 2.093,2599 \text{ kg/m}^3 \\ &= 130,6779 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Flowrate feed } (Q_{feed}) &= 6,5836 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 232,4989 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0646 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot Q_{feed}^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \cdot \rho_{feed}^{0,13} (\text{kg}/\text{m}^3) \\ &\quad (\text{Kusnarjo eq. 2-42 page 32}) \\ \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot 6,5836^{0,45} \cdot 2.093,2599^{0,13} \\ &= 24,608 \quad \text{mm} \\ &= 0,969 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	1	in Sch 40
OD of flange (A)	=	4,25	in
	=	0,1080	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,5625	in
	=	0,0143	m
OD of raised face (R)	=	2	in
	=	0,0508	m
Diameter of hub at base (E)	=	1,9375	in
	=	0,0492	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	1,32	in
	=	0,0335	m
Length through hub (L)	=	2,1875	in
	=	0,0556	m
ID of standard wall pipe (B)	=	1,05	in
	=	0,0267	m

**Perhitungan diameter nozzle aliran <25> :**

$$\begin{aligned} \text{Densitas feed } (\rho_{feed}) &= 0,0000 \quad \text{kg}/\text{m}^3 \\ &= 0,0000 \quad \text{lbm}/\text{ft}^3 \\ \text{Flowrate feed } (Q_{feed}) &= 0,0000 \quad \text{m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0000 \quad \text{ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0000 \quad \text{ft}^3/\text{s} \\ \text{Viskositas feed } (\mu_{feed}) &= 0,0000 \quad \text{cp} \\ &= 0,0000 \quad \text{kg}/\text{m.s} \\ &= 0,0000 \quad \text{kg}/\text{m.jam} \\ \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot Q_{feed}^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \cdot \rho_{feed}^{0,13} (\text{kg}/\text{m}^3) \\ &\quad (\text{Kusnarjo eq. 2-42 page 32}) \\ \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot 0,0000^{0,45} \cdot 0,0000^{0,13} \\ &= 0,000 \quad \text{mm} \\ &= 0,000 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	1	in Sch 40
OD of flange (A)	=	4,25	in
	=	0,1080	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,5625	in

	=	0,0143	m
OD of raised face (R)	=	2	in
	=	0,0508	m
Diameter of hub at base (E)	=	1,9375	in
	=	0,0492	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	1,32	in
	=	0,0335	m
Length through hub (L)	=	2,1875	in
	=	0,0556	m
ID of standard wall pipe (B)	=	1,05	in
	=	0,0267	m

**Perhitungan diameter nozzle aliran <24> :**

Densitas feed ( $\rho_{feed}$ )	=	995,6800	kg/m <sup>3</sup>
	=	62,1583	lbm/ft <sup>3</sup>
Flowrate feed ( $Q_{feed}$ )	=	36,3759	m <sup>3</sup> /jam
	=	1.284,6038	ft <sup>3</sup> /jam
	=	0,3568	ft <sup>3</sup> /s
Viskositas feed ( $\mu_{feed}$ )	=	0,8700	cp
	=	0,0009	kg/m.s
	=	0,0031	kg/m.jam
Diameter optimum	=	$3,9 \cdot Q_{feed}^{0,45} (m^3/jam) \cdot \rho_{feed}^{0,13} (kg/m^3)$ <i>(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)</i>	
Diameter optimum	=	3,9	$\cdot 36,3759^{0,45} \cdot 995,6800^{0,13}$
	=	48,215	mm
	=	1,898	in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig.*

*12.2 page 221 :*

Nominal pipe size	=	2	in Sch 40
OD of flange (A)	=	6	in
	=	0,1524	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,75	in
	=	0,0191	m
OD of raised face (R)	=	3,625	in
	=	0,0921	m
Diameter of hub at base (E)	=	3,0625	in
	=	0,0778	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	2,38	in
	=	0,0605	m
Length through hub (L)	=	2,5	in
	=	0,0635	m
ID of standard wall pipe (B)	=	2,07	in
	=	0,0526	m

**Cek jenis aliran <24> :**

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan aliran (v}_{\text{aliran}}) &= \frac{Q_{\text{feed}}}{A} \\
&= \frac{36,3759 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0087 \text{ m}^2} \\
&= 4.188,4726 \text{ m/jam} \\
&= 1,1635 \text{ m/s} \\
\text{Reynold number (N}_{\text{Re}}) &= \frac{\text{ID (m)} \cdot v_{\text{aliran (m/s)}} \cdot \rho_{\text{feed (kg/m}^3\text{)}}}{\mu_{\text{feed (kg/m.s)}}} \\
&= \frac{0,0526 \cdot 1,16346 \cdot 995,6800}{0,0009} \\
&= 70.009,6279
\end{aligned}$$

Karena  $N_{\text{Re}} > 4000$ , maka jenis aliran adalah turbulen.

**Perhitungan diameter *nozzle* aliran <21> :**

$$\begin{aligned}
\text{Densitas } (\rho) &= 3.088,9399 \text{ kg/m}^3 \\
&= 192,8362 \text{ lbm/ft}^3 \\
\text{Flowrate } (Q) &= 42,9595 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 1.517,1027 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 0,4214 \text{ ft}^3/\text{s} \\
\text{Viskositas } (\mu) &= 0,8627 \text{ cp} \\
&= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\
&= 0,0031 \text{ kg/m.jam} \\
\text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \cdot \rho^{0,13} (\text{kg/m}^3) \\
&\quad \text{(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)} \\
\text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot 42,9595^{0,45} \cdot 3.088,9399^{0,13} \\
&= 60,203 \text{ mm} \\
&= 2,370 \text{ in}
\end{aligned}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig.*

*12.2 page 221 :*

$$\begin{aligned}
\text{Nominal pipe size} &= 2,5 \text{ in Sch 40} \\
\text{OD of flange (A)} &= 7 \text{ in} \\
&= 0,1778 \text{ m} \\
\text{Min. thickness of flange (T)} &= 0,875 \text{ in} \\
&= 0,0222 \text{ m} \\
\text{OD of raised face (R)} &= 4,125 \text{ in} \\
&= 0,1048 \text{ m} \\
\text{Diameter of hub at base (E)} &= 3,5625 \text{ in} \\
&= 0,0905 \text{ m} \\
\text{Diameter of hub at point of welding (K)} &= 2,88 \text{ in} \\
&= 0,0732 \text{ m} \\
\text{Length through hub (L)} &= 2,75 \text{ in} \\
&= 0,0699 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ID of standard wall pipe (B)} &= 2,47 \text{ in} \\ &= 0,0627 \text{ m} \end{aligned}$$

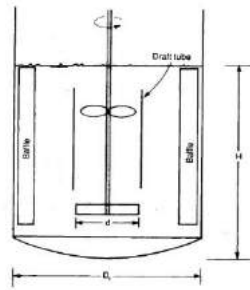
**Cek jenis aliran <21> :**

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (v}_{\text{aliran}}) &= \frac{Q}{A} && \text{(Tukiman, 2013)} \\ &= \frac{42,9595 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0124 \text{ m}^2} \\ &= 3.474,1475 \text{ m/jam} \\ &= 0,9650 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Reynold number (N}_{\text{Re}}) &= \frac{\text{ID (m)} \cdot v_{\text{aliran (m/s)}} \cdot \rho \text{ (kg/m}^3)}{\mu \text{ (kg/m.s)}} \\ &= \frac{0,0627 \cdot 0,96504 \cdot 3.088,9399}{0,0009} \\ &= 216.785,0030 \end{aligned}$$

Karena  $N_{\text{Re}} > 4000$ , maka jenis aliran adalah turbulen.

**Penentuan agitator :**



**Gambar C.29** Skema Agitator

$$\begin{aligned} \text{Jenis pengaduk} &= \textit{Three-blade propeller agitator with axial flow pattern.} \\ \text{Jumlah baffle} &= 4 \\ \text{Viskositas brine} &= 0,8627 \text{ cp} \\ &= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,0031 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi agitator berdasarkan Geankoplis table 3.4-1 page 144 :

$$\frac{D_a}{D_t} = 0,3 \quad (\text{Geankoplis table 3.4-1 page 144})$$

Dimana :

$$\begin{aligned} D_t &= \text{ID} \\ &= 1,2099 \text{ m} \\ &= 47,6342 \text{ in} \\ \text{Diameter agitator (D}_a) &= 0,3 \cdot D_t \\ &= 0,3 \cdot 1,2099 \text{ m} \\ &= 0,3630 \text{ m} \\ &= 14,2903 \text{ in} \\ \text{Pitch} &= 2 \cdot D_a \\ &= 2 \cdot 0,3630 \text{ m} \\ &= 0,7259 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\frac{J}{Dt} &= 28,5805 \quad \text{in} \\
\text{Lebar baffle (J)} &= \frac{1}{10} \quad (\text{Geankoplis table 3.4-1 page 144}) \\
&= \frac{Dt}{10} \\
&= \frac{1}{10} \quad \text{m} \\
&= 0,1210 \quad \text{m} \\
&= 4,7634 \quad \text{in} \\
\frac{C}{Dt} &= \frac{1}{3} \quad (\text{Geankoplis table 3.4-1 page 144}) \\
\text{Jarak antara pengaduk \& tangki (C)} &= \frac{Dt}{3} \\
&= \frac{1,2099 \quad \text{m}}{3} \\
&= 0,4033 \quad \text{m} \\
&= 15,8781 \quad \text{in} \\
\frac{Da}{W} &= 8 \quad (\text{Geankoplis fig.3.4-4 page 145}) \\
\text{Lebar pengaduk (W)} &= \frac{Da}{8} \\
&= \frac{0,3630 \quad \text{m}}{8} \\
&= 0,0454 \quad \text{m} \\
&= 1,7863 \quad \text{in} \\
\text{Kecepatan pengaduk (N)} &= 90 \quad \text{rpm} \quad (\text{Hugo A.Jakobson page 812}) \\
&= 1,5 \quad \text{rps} \\
\text{Reynold number (N'_{Re})} &= \frac{Da^2 \text{ (m)} \cdot N \text{ (rps)} \cdot \rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\mu \text{ (kg/m.s)}} \\
& \quad (\text{Geankoplis eq. 3.4-1 page 144}) \\
\text{Reynold number (N'_{Re})} &= \frac{0,1317 \cdot 1,5 \cdot 3.088,9399}{0,0009} \\
&= 707.607,8308 \quad (\text{Turbulen}) \\
\text{Power Number (Np)} &= 2,8 \quad (\text{Geankoplis fig.3.4-4 page 145}) \\
\text{Power (P)} &= Np \cdot \rho \text{ (kg/m}^3\text{)} \cdot N^3 \text{ (rps)} \cdot Da^5 \text{ (m)} \\
&= 2,8 \cdot 3.088,9399 \cdot 1,5^3 \cdot 0,3630 \\
&= 4.709,0470 \quad \text{J/s} \\
&= 4.709,0470 \quad \text{W} \\
&= 4,7090 \quad \text{kW} \\
\text{Efficiency} &= 80\% \quad (\text{Samuel bridges, 2020})
\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Power Actual} &= \frac{\text{Power}}{\text{Efficiency}} \\
 &= \frac{4,7090 \text{ kW}}{80\%} \\
 &= 5,8863 \text{ kW} \\
 &= 7,8937 \text{ hp}_{(1)}
 \end{aligned}$$

**Tabel C.64** Spesifikasi *Brine Mixer Tank I (M-410)*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	<i>Brine Mixer Tank I (M-410)</i>
Fungsi	Sebagai tangki pencampuran antara garam industri dengan H <sub>2</sub> O untuk membuat <i>brine</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)	3
Volume (ft <sup>3</sup> )	85
Tinggi (ft)	8
Diameter Dalam (in)	54
Diameter <i>Nozzle</i> Aliran <20> (in)	1
Diameter <i>Nozzle</i> Aliran <21> (in)	2,5
Diameter <i>Nozzle</i> Aliran <24> (in)	2
Diameter <i>Nozzle</i> Aliran <25> (in)	1
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Jenis Pengaduk	<i>Three-blade propeller agitator with axial flow pattern</i> .
Kecepatan Pengaduk (rpm)	90
<i>Power</i> (hp <sub>(1)</sub> )	8
Jumlah (unit)	1

**27. Pump I (L-411)**

Fungsi : Mengalirkan *pure brine* dari *Brine Mixer Tank I* ke *Mixer Tank I*.  
 Tipe : *Centrifugal pump*.  
 Bahan konstruksi : *Commercial steel*.  
 Jumlah : 1 unit.

**Tabel C.65** Spesifikasi *Feed Brine* Aliran <21>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,2646	13.230,0000	2.170	6,0968
CaSO <sub>4</sub>	0,0005	24,8063	2.960	0,0084
CaCl <sub>2</sub>	0,0011	56,5031	2.150	0,0263
MgCl <sub>2</sub>	0,0007	34,4531	2.325	0,0148
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,7331	36.654,2375	995,68	36,8133
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>50.000,0000</b>		<b>42,9595</b>

*Volumetric feed rate* ( $Q_{\text{feed}}$ ) = 42,9595 m<sup>3</sup>/jam

*Massa brine* = 50.000,0000 kg/jam

= 50,0000 ton/jam

= 13,8889 kg/s

*Volume brine* = 42,9595 m<sup>3</sup>/jam

= 1.517,1027 ft<sup>3</sup>/jam

*Densitas brine* ( $\rho_{\text{feed}}$ ) =  $\frac{\text{Massa brine}}{\text{Volume brine}}$

=  $\frac{50.000,0000 \text{ kg/jam}}{42,9595 \text{ m}^3/\text{jam}}$

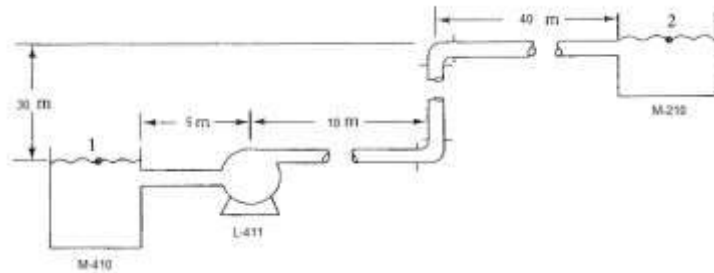
= 1.163,8863 kg/m<sup>3</sup>

*Viskositas brine* ( $\mu_{\text{feed}}$ ) = 0,8627 m<sup>3</sup>/jam

= 0,0009 kg/m.s

= 0,0031 kg/m.jam

= 0,0009 Pa.s



**Gambar C.30** Skema Rencana Perpipaan

Dasar pemilihan tipe pompa :

Tipe *centrifugal pump* lebih ekonomis dan efektif untuk mengalirkan *liquid* berviskositas rendah yakni  $<0,2$  Pa.s (Wima, 2013).

Rencana Perpipaan :

<i>Brine Mixer Tank</i> I (M-410) ke <i>Pump</i> I (L-411)	=	5	m
<i>Pump</i> I (L-411) ke <i>Elbow</i> 1	=	10	m
<i>Elbow</i> 1 ke <i>Elbow</i> 2	=	30	m
<i>Elbow</i> 2 ke <i>Mixer Tank</i> I (M-210)	=	40	m
Total panjang pipa lurus ( $\Delta L$ )	=	85	m

**Perhitungan diameter pipa :**

$$\begin{aligned} \text{Asumsi} &= \text{Aliran Turbulen.} \\ \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot Q_{feed}^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \cdot \rho_{feed}^{0,13} (\text{kg}/\text{m}^3) \\ &\quad \text{(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)} \\ \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot 42,9595^{0,45} \cdot 1.163,8863^{0,13} \\ &= 53,029 \text{ mm} \\ &= 2,088 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Geankoplis Ed.*

3<sup>th</sup> appendix A.5-1 page 892 :

<i>Normal pipe size</i>	=	2,5 in Sch 40	
OD	=	2,875 in	= 0,0730 m
ID	=	2,469 in	= 0,0627 m
A	=	0,03322 ft <sup>2</sup>	= 0,0031 m <sup>2</sup>

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran} &= \frac{Q_{feed}}{A} \\ (\text{v}_{aliran}) &= \frac{42,960 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0031 \text{ m}^2} \\ &= 13.919,7072 \text{ m}/\text{jam} \\ &= 3,8666 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Reynold number} &= \frac{\text{ID (m)} \cdot \text{v}_{aliran} (\text{m/s}) \cdot \rho_{feed} (\text{kg}/\text{m}^3)}{(\text{N}_{Re}) \cdot \mu_{feed} (\text{kg}/\text{m.s})} \end{aligned}$$

$$= \frac{0,0627 \cdot 3,86659 \cdot 1.163,8863}{0,0009}$$

$$= 327.141,9972$$

**Perhitungan friction loss :**

1. *Contraction loss at tank M-410 exit.*

Perhitungan *sudden contraction losses* berdasarkan persamaan *Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. eq. (2.10-6) page 93* :

$$h_c = K_c \cdot \frac{v^2}{2 \cdot \alpha}$$

$$= \left( 0,55 \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \right) \cdot \frac{v^2}{2 \cdot \alpha}$$

Dimana :

$$\alpha = 1 \quad (\text{for turbulent flow})$$

$$v^2 = v_{\text{aliran}}^2$$

$$= 14,9505 \quad \text{m}^2/\text{s}^2$$

$A_{1 \text{ (tank)}} \gggg A_{2 \text{ (pipe)}}$ , maka diasumsikan :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

Sehingga didapatkan :

$$h_c = \left( 0,55 \left( 1 - 0 \right) \right) \cdot \frac{14,9505}{2 \cdot 1}$$

$$= 4,1114 \quad \text{J/kg}$$

2. *Friction in the straight pipe.*

*Material pipa* : *Commercial steel.*

Berdasarkan *Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. fig 2.10-3 page 88* , maka didapatkan data untuk *commercial steel* adalah sebagai berikut.

$$\varepsilon = 0,000046 \quad \text{m}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000046 \quad \text{m}}{0,0627 \quad \text{m}}$$

$$= 0,0007$$

$$f = 0,0045$$

Perhitungan *friction loss (F<sub>f</sub>)* berdasarkan *Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. eq 2.10-6 page 89* :

$$F_f = 4 \cdot f \cdot \frac{\Delta L \text{ (m)}}{D \text{ (m)}} \cdot \frac{v^2 \text{ (m}^2/\text{s}^2)}{2}$$

$$= 4 \cdot 0,0045 \cdot \frac{85}{0,0627} \cdot \frac{14,9505}{2}$$

$$= 182,3735 \quad \text{J/kg}$$

3. *Friction in the two elbows.*

Elbow 90° = 2 buah

Berdasarkan *Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. table 2.10-1 page 93* didapatkan data untuk elbow 90° adalah sebagai berikut :

$$K_f = 0,75$$

Perhitungan *friction loss* ( $h_f$ ) berdasarkan *Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. eq 2.10-6 page 89* :

$$\begin{aligned} h_f &= K_f \cdot \frac{v^2}{2} \cdot 2 \\ &= 0,75 \cdot \frac{14,9505 \text{ m}^2/\text{s}^2}{2} \cdot 2 \\ &= 11,2129 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

4. *Friction loss at the tank M-210 entrance.*

$$\begin{aligned} h_{ex} &= K_{ex} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot \alpha} \\ &= \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \cdot \frac{v^2}{2 \cdot \alpha} \end{aligned}$$

Dimana :

$$\alpha = 1 \quad (\text{for turbulent flow})$$

$$v^2 = v_{\text{aliran}}^2$$

$$= 14,9505 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$A_{1(\text{tank})} \gg A_{2(\text{pipe})}$ , maka diasumsikan :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

Sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} h_{ex} &= \left( 1 - 0 \right)^2 \cdot \frac{14,9505}{2 \cdot 1} \\ &= 7,4752 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total friction loss } (\Sigma F) &= h_c + F_f + h_f + h_{ex} \\ &= 205,1730 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Perhitungan *mechanical energy actually delivered to the fluid by the pump* (-Ws) berdasarkan *Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. eq 2.7-28 page 64* :

$$-Ws = \frac{1}{2 \cdot \alpha} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F$$

Dimana :

$$\alpha = 1 \quad (\text{for turbulent flow})$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$\begin{aligned}
g &= 9,8 \quad \text{m/s}^2 \\
z_2 - z_1 &= 30 \quad \text{m} \\
P_2 - P_1 &= 0 \quad \text{kg/m}^2 \\
\rho &= 1.163,8863 \quad \text{kg/m}^3 \\
\Sigma F &= 205,1730 \quad \text{J/kg}
\end{aligned}$$

Sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
-W_s &= \frac{1}{2} \cdot \frac{1}{1} \cdot 0 + 294 + 0 + 205,1730 \\
&= 499,1730 \quad \text{J/kg}
\end{aligned}$$

Perhitungan *energy work delivered to the pump* ( $W_p$ ) berdasarkan *Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. eq 2.7-30 page 65* :

$$\text{Fractional efficiency } (\eta) = 0,65 \quad (\text{Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. page 112})$$

$$\begin{aligned}
W_p &= \frac{-W_s}{\eta} \\
&= \frac{499,1730 \quad \text{J/kg}}{0,65} \\
&= 767,9585 \quad \text{J/kg}
\end{aligned}$$

Perhitungan *pump kW power* berdasarkan *Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. page 112* :

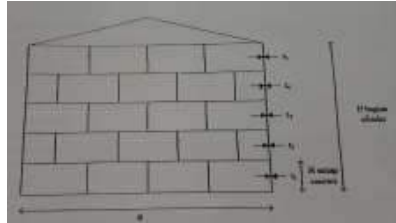
$$\begin{aligned}
\text{Power} &= \text{mass brine (kg/s)} \cdot W_p \text{ (J/kg)} \\
&= 13,8889 \cdot 767,9585 \\
&= 10.666,0903 \quad \text{W} \\
&= 10,6661 \quad \text{kW} \\
&= 14,3035 \quad \text{hp}_{(1)}
\end{aligned}$$

**Tabel C.66** Spesifikasi *Pump I* (L-411)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Pump I</i> (L-411)
Fungsi	Mengalirkan <i>pure brine</i> dari <i>Brine Mixer Tank I</i> ke <i>Mixer Tank I</i> .
Tipe	<i>Centrifugal pump</i> .
Bahan Konstruksi	<i>Commercial steel</i> .
Kapasitas (ft <sup>3</sup> /jam)	1.517
<i>Nominal Pipe Size</i>	2,5 in Sch 40
Diameter Dalam (in)	2,469
Diameter Luar (in)	2,875
Luas Penampang (ft <sup>2</sup> )	0,03322
Power (hp <sub>(1)</sub> )	15
Jumlah (unit)	1

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

- Fungsi : Sebagai tangki penampungan sementara *brine* kotor dari *Mixer Tank I* dan *Screw Washer* .
- Tipe : Silinder dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah *flat*.
- Bahan konstruksi : SA-240 Grade M Type 316.
- Jumlah : 1 unit



**Gambar C.31** Skema *Brine Tank*

**Tabel C.67** Spesifikasi *Feed Brine* Aliran <31>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,2600	12.568,5000	2.170	5,7919
CaSO <sub>4</sub>	0,0032	155,8418	2.960	0,0526
CaCl <sub>2</sub>	0,0036	173,6448	2.150	0,0808
MgCl <sub>2</sub>	0,0061	293,1611	2.325	0,1261
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0012	56,9111	2.344,6	0,0243
KCl	0,0045	217,4357	1.988	0,1094
KBr	0,0011	51,8331	2.750	0,0188
KIO <sub>3</sub>	0,0000	1,3061	3.890	0,0003
H <sub>2</sub> O	0,7203	34.821,5256	995,68	34,9726
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>48.340,1593</b>		<b>41,1769</b>

**Tabel C.68** Spesifikasi *Feed Brine* Aliran <32>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,2623	628,4250	2.170	0,2896
CaSO <sub>4</sub>	0,0019	4,4852	2.960	0,0015
CaCl <sub>2</sub>	0,0024	5,6831	2.150	0,0026
MgCl <sub>2</sub>	0,0034	8,1473	2.325	0,0035
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0006	1,4228	2.344,6	0,0006
KCl	0,0023	5,4359	1.988	0,0027
KBr	0,0005	1,2958	2.750	0,0005
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0327	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,7267	1.741,0763	995,68	1,7486
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>2.396,0040</b>		<b>2,0497</b>

Tabel C.69 Spesifikasi *Brine* Keluar Aliran <29>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,2601	13.196,9250	2.170	6,0815
CaSO <sub>4</sub>	0,0032	160,3270	2.960	0,0542
CaCl <sub>2</sub>	0,0035	179,3279	2.150	0,0834
MgCl <sub>2</sub>	0,0059	301,3083	2.325	0,1296
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0011	58,3339	2.344,6	0,0249
KCl	0,0044	222,8716	1.988	0,1121
KBr	0,0010	53,1289	2.750	0,0193
KIO <sub>3</sub>	0,0000	1,3388	3.890	0,0003
H <sub>2</sub> O	0,7206	0,0000	995,68	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>14.173,5614</b>		<b>6,5054</b>

$$\begin{aligned}
 T \text{ operasi} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} \\
 \textit{Hold up time} &= 1 \text{ jam} \\
 \textit{Feed} &= 50.736,1633 \text{ kg/jam} \\
 &= 50,7362 \text{ ton/jam} \\
 \textit{Feed tinggal} &= \textit{Feed} \times \textit{Hold up time} \\
 &= 50.736,1633 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 50.736,1633 \text{ kg} \\
 &= 50,7362 \text{ ton} \\
 \textit{Volume feed} &= 43,2266 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \textit{Volume feed tinggal} &= \textit{Volume feed} \times \textit{Hold up time} \\
 &= 43,2266 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 43,2266 \text{ m}^3 \\
 \textit{Over factor design} &= 10\% \quad (\text{Brownell, 1959}) \\
 \text{Sehingga,} \\
 \textit{Volume tangki} &= 1,1 \times \textit{Volume feed tinggal} \\
 &= 1,1 \times 43,2266 \text{ m}^3 \\
 &= 48,0295 \text{ m}^3 \\
 &= 1.696,1490 \text{ ft}^3 \\
 &= 302,0977 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

Jika volume tangki distandarisasi berdasarkan Appendix E *Brownell* maka menurut API standard 12 C, ukuran & kapasitas tangki penyimpanan untuk *plate 72 inch* adalah :

$$\begin{aligned}
 \textit{Volume tangki} &\approx 335 \text{ bbl} \\
 &\approx 1.880,8843 \text{ ft}^3 \\
 \text{Diameter tangki (ID)} &= 10 \text{ ft} \\
 &= 120 \text{ in} \\
 &= 3,0480 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tangki (H)} &= 24 \text{ ft}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 &= 288 \quad \text{in} \\
 &= 7,3152 \quad \text{m} \\
 \text{Jumlah courses} &= 4 \\
 \\
 \text{Material} &= SA-240 \text{ Grade M Type 316.} \\
 f &= 18.750 \quad \text{psi} \quad (\text{Brownell table 13.1 page 251}) \\
 E &= 0,8 \quad (\text{Sambungan Double welded butt joint}) \\
 &\quad (\text{Brownell table 13.2 page 254}) \\
 C &= 0,125 \quad \text{in} \quad (\text{Kusnarjo page 14})
 \end{aligned}$$

**Perhitungan tekanan desain :**

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 1 \quad \text{atm} \\
 &= 14,6959 \quad \text{psi} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \cdot g \cdot H \\
 &= 1.173,9636 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 7,3152 \text{ m} \\
 &= 84.160,2327 \text{ kg/m.s}^2 \\
 &= 84.160,2327 \text{ N/m}^2 \\
 &= 0,8306 \text{ atm} \\
 &= 12,2064 \text{ psi} \\
 P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= (1 + 0,8306) \text{ atm} \\
 &= 1,8306 \text{ atm} \\
 &= 26,9023 \text{ psi} \\
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
 &= 1,1 \times 1,8306 \text{ atm} \\
 &= 2,0340 \text{ atm} \\
 &= 29,8914 \text{ psi} \\
 &= 29,8914 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

**Perhitungan tebal tangki :**

Perhitungan tebal silinder ( $t_s$ ) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \text{ (lb/in}^2) \cdot r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,6 \cdot P \text{ (lb/in}^2)} + C \text{ (in)} \\
 &= \frac{29,8914 \cdot 60}{18.750 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 29,8914} + 0,1250 \\
 &= 0,2447 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jika nilai  $t_s$  distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\begin{aligned}
 t_s &= 0,2500 \text{ in} \\
 &= \frac{1}{4} \text{ in}
 \end{aligned}$$

**Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :**

Perhitungan OD :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID (in)} + 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\ &= 120 + 2 \cdot 0,2500 \\ &= 120,5 \text{ in} \end{aligned}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\text{OD} = 126 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD (in)} - 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\ &= 126 - 2 \cdot 0,2500 \\ &= 125,5 \text{ in} \\ &= 10,4583 \text{ ft} \\ \text{Ls} &= 188,25 \text{ in} \\ &= 15,6875 \text{ ft} \end{aligned}$$

**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,

$$\text{Sin } \alpha = \frac{125,5}{430 \times 1,25} = 0,2335$$

$$\alpha = 15^\circ$$

**Perhitungan tebal & tinggi tutup atas (conical head) :**Perhitungan tebal tutup atas ( $t_{ha}$ ) berdasarkan *Brownell eq. (6.154) page 118* :

$$t_{ha} = \frac{P \cdot De}{2 \cdot \cos\left(\frac{1}{2} \alpha\right) \cdot (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Dimana :

$$P = 29,8914 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{De} &= \text{ID} \\ &= 125,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\alpha = 15^\circ$$

$$1/2 \alpha = 7,5^\circ$$

$$\cos(1/2 \alpha) = 0,9914$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai  $t_{ha}$  adalah :

$$t_{ha} = 0,2513 \text{ in} \approx 0,3125 \text{ in}$$

Perhitungan tinggi tutup atas (ha) berdasarkan *Brownell* :

$$\begin{aligned}
 ha &= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(\alpha) \\
 &= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(15^\circ) \\
 &= 16,8138 \quad \text{in} \\
 &= 1,4012 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

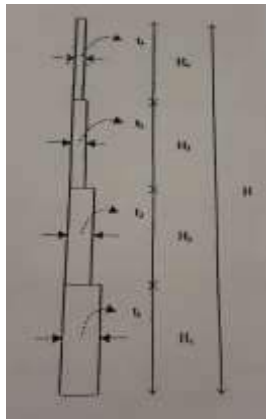
**Perhitungan tebal & tinggi tutup bawah (*flat head*) :**

Karena tutup bawah tangki berbentuk datar, maka :

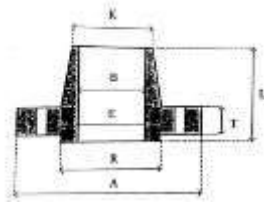
$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup bawah (t}_{hb}\text{)} &= \text{Tebal silinder (t}_s\text{)} \\
 &= 0,2500 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup bawah (hb)} &= \text{Tebal tutup bawah (t}_{hb}\text{)} \\
 &= 0,2500 \quad \text{in} \\
 &= 0,0208 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

**Perhitungan tebal silinder tiap *courses* berdasarkan *Kusnarjo page 99* :**



$$\begin{aligned}
 t_1 &= 0,0001456 \quad (H - 1) \times ID + C \\
 &= 0,1600 \quad \text{in} \\
 &\approx 0,1875 \quad \text{in} \\
 t_2 &= 0,0001456 \quad (H - 8) - 1) \times ID + C \\
 &= 0,1478 \quad \text{in} \\
 &\approx 0,1875 \quad \text{in} \\
 t_3 &= 0,0001456 \quad (H - 16) - 1) \times ID + C \\
 &= 0,1357 \quad \text{in} \\
 &\approx 0,1875 \quad \text{in} \\
 t_4 &= 0,0001456 \quad (H - 24) - 1) \times ID + C \\
 &= 0,1235 \quad \text{in} \\
 &\approx 0,1875 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$



**Gambar C.32** Skema *Nozzle* (*Brownell page 221*)

**Perhitungan diameter *nozzle* aliran <31> :**

Densitas <i>feed</i> ( $\rho_{feed}$ )	=	1.173,9636	kg/m <sup>3</sup>
	=	73,2882	lbm/ft <sup>3</sup>
Flowrate <i>feed</i> ( $Q_{feed}$ )	=	41,1769	m <sup>3</sup> /jam
	=	1.454,1491	ft <sup>3</sup> /jam
	=	0,4039	ft <sup>3</sup> /s
Viskositas <i>feed</i> ( $\mu_{feed}$ )	=	0,8477	cp
	=	0,0008	kg/m.s
	=	3,0517	kg/m.jam
Diameter optimum	=	$3,9 \cdot Q_{feed}^{0,45} (m^3/jam) \cdot \rho_{feed}^{0,13} (kg/m^3)$ <i>(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)</i>	
Diameter optimum	=	$3,9 \cdot 41,1769^{0,45} \cdot 1.173,9636^{0,13}$	
	=	52,085	mm
	=	2,051	in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	2,5	in Sch 40
OD of flange (A)	=	7	in
	=	0,1778	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,875	in
	=	0,0222	m
OD of raised face (R)	=	4,125	in
	=	0,1048	m
Diameter of hub at base (E)	=	3,5625	in
	=	0,0905	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	2,88	in
	=	0,0732	m
Length through hub (L)	=	2,75	in
	=	0,0699	m
ID of standard wall pipe (B)	=	2,47	in
	=	0,0627	m

**Cek jenis aliran <31> :**

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan aliran } (v_{\text{aliran}}) &= \frac{Q_{\text{feed}}}{A} \\
&= \frac{41,1769 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0124 \text{ m}^2} \\
&= 3.329,9845 \text{ m/jam} \\
&= 0,9250 \text{ m/s} \\
\text{Reynold number } (N_{\text{Re}}) &= \frac{\text{ID (m)} \cdot v_{\text{aliran}} \text{ (m/s)} \cdot \rho_{\text{feed}} \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\mu_{\text{feed}} \text{ (kg/m.s)}} \\
&= \frac{0,0627 \cdot 0,92500 \cdot 1.173,9636}{0,0008} \\
&= 80.367,9442
\end{aligned}$$

Karena  $N_{\text{Re}} > 4000$ , maka jenis aliran adalah turbulen.

**Perhitungan diameter nozzle aliran <32> :**

$$\begin{aligned}
\text{Densitas feed } (\rho_{\text{feed}}) &= 1.168,9474 \text{ kg/m}^3 \\
&= 72,9750 \text{ lbm/ft}^3 \\
\text{Flowrate feed } (Q_{\text{feed}}) &= 2,0497 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 72,3849 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 0,0201 \text{ ft}^3/\text{s} \\
\text{Viskositas feed } (\mu_{\text{feed}}) &= 0,8551 \text{ cp} \\
&= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\
&= 3,0785 \text{ kg/m.jam} \\
\text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot Q_{\text{feed}}^{0,45} \text{ (m}^3/\text{jam)} \cdot \rho_{\text{feed}}^{0,13} \text{ (kg/m}^3\text{)} \\
&\quad \text{(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)} \\
\text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot 2,0497^{0,45} \cdot 1.168,9474^{0,13} \\
&= 13,494 \text{ mm} \\
&= 0,531 \text{ in}
\end{aligned}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig.*

*12.2 page 221 :*

$$\begin{aligned}
\text{Nominal pipe size} &= 0,75 \text{ in Sch 40} \\
\text{OD of flange (A)} &= 3,875 \text{ in} \\
&= 0,0984 \text{ m} \\
\text{Min. thickness of flange (T)} &= 0,5 \text{ in} \\
&= 0,0127 \text{ m} \\
\text{OD of raised face (R)} &= 1,6875 \text{ in} \\
&= 0,0429 \text{ m} \\
\text{Diameter of hub at base (E)} &= 1,5 \text{ in} \\
&= 0,0381 \text{ m} \\
\text{Diameter of hub at point of welding (K)} &= 1,05 \text{ in} \\
&= 0,0267 \text{ m} \\
\text{Length through hub (L)} &= 2,0625 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,0524 \quad \text{m} \\
 \text{ID of standard wall pipe (B)} &= 0,82 \quad \text{in} \\
 &= 0,0208 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

**Cek jenis aliran <32> :**

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v}_{\text{aliran}}) &= \frac{Q_{\text{feed}}}{A} \\
 &= \frac{2,0497 \quad \text{m}^3/\text{jam}}{0,0014 \quad \text{m}^2} \\
 &= 1.503,9990 \quad \text{m/jam} \\
 &= 0,4178 \quad \text{m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Reynold number (N}_{\text{Re}}) &= \frac{\text{ID (m)} \cdot v_{\text{aliran (m/s)}} \cdot \rho_{\text{feed (kg/m}^3)}{\mu_{\text{feed (kg/m.s)}}} \\
 &= \frac{0,0208 \cdot 0,41778 \cdot 1.168,9474}{0,0009} \\
 &= 11.894,7378
 \end{aligned}$$

Karena  $N_{\text{Re}} > 4000$ , maka jenis aliran adalah turbulen.

**Perhitungan diameter nozzle aliran <29> :**

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas } (\rho) &= 2.178,7538 \quad \text{kg/m}^3 \\
 &= 136,0152 \quad \text{lbm/ft}^3 \\
 \text{Flowrate (Q)} &= 6,5054 \quad \text{m}^3/\text{jam} \\
 &= 229,7346 \quad \text{ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0638 \quad \text{ft}^3/\text{s} \\
 \text{Viskositas } (\mu) &= 0,8481 \quad \text{cp} \\
 &= 0,0008 \quad \text{kg/m.s} \\
 &= 3,0530 \quad \text{kg/m.jam} \\
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \cdot \rho^{0,13} (\text{kg/m}^3) \\
 &\quad \text{(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)} \\
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot 6,5054^{0,45} \cdot 2.178,7538^{0,13} \\
 &= 24,604 \quad \text{mm} \\
 &= 0,969 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal pipe size} &= 1 \quad \text{in Sch 40} \\
 \text{OD of flange (A)} &= 4,25 \quad \text{in} \\
 &= 0,1080 \quad \text{m} \\
 \text{Min. thickness of flange (T)} &= 0,5625 \quad \text{in} \\
 &= 0,0143 \quad \text{m} \\
 \text{OD of raised face (R)} &= 2 \quad \text{in} \\
 &= 0,0508 \quad \text{m} \\
 \text{Diameter of hub at base (E)} &= 1,9375 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,0492 \text{ m} \\
 \text{Diameter of hub at point of welding (K)} &= 1,32 \text{ in} \\
 &= 0,0335 \text{ m} \\
 \text{Length through hub (L)} &= 2,1875 \text{ in} \\
 &= 0,0556 \text{ m} \\
 \text{ID of standard wall pipe (B)} &= 1,05 \text{ in} \\
 &= 0,0267 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**Cek jenis aliran <29> :**

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v}_{\text{aliran}}) &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{6,5054 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0022 \text{ m}^2} \\
 &= 2.911,2193 \text{ m/jam} \\
 &= 0,8087 \text{ m/s} \\
 \text{Reynold number (N}_{\text{Re}}) &= \frac{\text{ID (m)} \cdot v_{\text{aliran}} \text{ (m/s)} \cdot \rho \text{ (kg/m}^3)}{\mu \text{ (kg/m.s)}} \\
 &= \frac{0,0267 \cdot 0,80867 \cdot 2.178,7538}{0,0008} \\
 &= 55.409,1735
 \end{aligned}$$

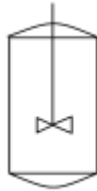
Karena  $N_{\text{Re}} > 4000$ , maka jenis aliran adalah turbulen.

**Tabel C.70** Spesifikasi *Brine Tank I* (F-421)

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

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

- Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara *brine* kotor dengan *chemicals* (koagulan) untuk memurnikan *brine*.
- Tipe : Silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dished head*.
- Bahan konstruksi : SA-240 Grade M Type 316.
- Jumlah : 1 unit.



**Gambar C.33** Skema *Brine Mixer Tank*

**Tabel C.71** Data *Solubility* Tiap Komponen Pada Suhu 30 °C (Perry 8<sup>th</sup> ed, 2008)

Komponen	<i>Solubility</i> (kg/kg H <sub>2</sub> O)
NaCl	0,3609
CaSO <sub>4</sub>	0,00264
CaCl <sub>2</sub>	1,02
MgCl <sub>2</sub>	0,56
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,077
KCl	0,372
KBr	0,707
KIO <sub>3</sub>	0,103

**Tabel C.72** Spesifikasi *Feed Brine* Aliran <29>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,2601	13.196,9250	2.170	6,0815
CaSO <sub>4</sub>	0,0032	160,3270	2.960	0,0542
CaCl <sub>2</sub>	0,0035	179,3279	2.150	0,0834
MgCl <sub>2</sub>	0,0059	301,3083	2.325	0,1296
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0011	58,3339	2.344,6	0,0249
KCl	0,0044	222,8716	1.988	0,1121
KBr	0,0010	53,1289	2.750	0,0193
KIO <sub>3</sub>	0,0000	1,3388	3.890	0,0003
H <sub>2</sub> O	0,7206	36.562,6019	995,68	36,7212
NaOH	0,0000	0,0000	2.130	0,0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	2.540	0,0000
CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	2.710	0,0000
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.340	0,0000
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.210	0,0000



<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>50.736,1633</b>		<b>43,2266</b>
--------------	---------------	--------------------	--	----------------

**Tabel C.73** Spesifikasi *Feed Chemicals* Aliran <30>

<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg/jam)</b>	<b>Densitas (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>Volume (m<sup>3</sup>/jam)</b>
NaCl	0,0000	0,0000	2.170	0,0000
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	995,68	0,0000
NaOH	0,5236	253,1551	2.130	0,1189
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,3542	171,2575	2.540	0,0674
CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	2.710	0,0000
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.340	0,0000
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,1222	59,0700	2.210	0,0267
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>483,4826</b>		<b>0,2130</b>

**Tabel C.74** Spesifikasi *Brine & Pengotor Keluar* Aliran <28>

<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg/jam)</b>	<b>Densitas (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>Volume (m<sup>3</sup>/jam)</b>
NaCl	0,2686	13.755,6895	2.170	6,3390
CaSO <sub>4</sub>	0,0031	160,3270	2.960	0,0542
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0044	222,8716	1.988	0,1121
KBr	0,0010	53,1289	2.750	0,0193
KIO <sub>3</sub>	0,0000	1,3388	3.890	0,0003
H <sub>2</sub> O	0,7141	36.576,9645	995,68	36,7357
NaOH	0,0000	0,0000	2.130	0,0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	2.540	0,0000
CaCO <sub>3</sub>	0,0047	241,5157	2.710	0,0891
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0041	207,8100	2.340	0,0888
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.210	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>51.219,6460</b>		<b>43,4386</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas feed } (\rho) &= \frac{\text{Massa feed}}{\text{Volume feed}} \\
 &= \frac{51.219,6460 \text{ kg/jam}}{43,4396 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
 &= 1.179,1005 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Hold up time} &= 10 \text{ menit} \\
&= 0,1667 \text{ jam} \\
\text{Feed} &= 51.219,6460 \text{ kg/jam} \\
&= 51,2196 \text{ ton/jam} \\
\text{Feed tinggal} &= \text{Feed} \times \text{Hold up time} \\
&= 51.219,6460 \text{ kg/jam} \times 0,1667 \text{ jam} \\
&= 8.536,6077 \text{ kg} \\
&= 8,5366 \text{ ton} \\
\text{Volume feed} &= 43,4396 \text{ m}^3/\text{jam} \\
\text{Volume feed tinggal} &= \text{Volume feed} \times \text{Hold up time} \\
&= 43,4396 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,1667 \text{ jam} \\
&= 7,2399 \text{ m}^3 \\
&= 255,6760 \text{ ft}^3 \\
\text{Over factor design} &= 10\% \quad (\text{Brownell, 1959}) \\
\text{Sehingga,} \\
\text{Volume bejana} &= 1,1 \times \text{Volume feed tinggal} \\
&= 1,1 \times 7,2399 \text{ m}^3 \\
&= 8,0444 \text{ m}^3 \\
&= 284,0845 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

#### Perhitungan diameter & tinggi tangki :

Ditetapkan bejana berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dish head* dengan perbandingan Ls/ID sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
\frac{L_s}{ID} &= 1,5 \\
L_s &= 1,5 \cdot ID \\
V_{\text{silinder}} &= (1/4) \cdot (\pi \cdot ID^2 \cdot L_s) \\
&= (1/4) \cdot (\pi \cdot ID^2 \cdot (1,5 \cdot ID)) \\
&= 0,3750 \cdot \pi \cdot ID^3 \\
V_{\text{tutup atas}} &= 0,0847 \cdot ID^3 \\
V_{\text{tutup bawah}} &= 0,0847 \cdot ID^3 \\
V_{\text{tutup}} &= V_{\text{tutup atas}} + V_{\text{tutup bawah}} \\
&= 2 \cdot (0,0847 \cdot ID^3) \\
V_{\text{bejana}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}} \\
&= (0,3750 \cdot \pi \cdot ID^3) + (2 \cdot (0,0847 \cdot ID^3)) \\
&= (1,1781 \cdot ID^3) + (0,1694 \cdot ID^3) \\
&= 1,3475 \cdot ID^3 \\
ID^3 &= \frac{V_{\text{bejana}}}{1,3475} \\
&= \frac{8,0444 \text{ m}^3}{1,3475} \\
&= 5,9699 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ID &= 1,8141 \text{ m} \\
 &= 71,4202 \text{ in} \\
 r_i &= 0,9070 \text{ m} \\
 &= 35,7101 \text{ in} \\
 \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 1,5 \cdot ID \\
 &= 1,5 \cdot 1,8141 \text{ m} \\
 &= 2,7211 \text{ m} \\
 &= 8,9275 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi tutup atas (ha)} &= 0,169 \cdot ID \\
 &= 0,169 \cdot 1,8141 \text{ m} \\
 &= 0,3066 \text{ m} \\
 &= 1,0058 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi tutup bawah (hb)} &= 0,169 \cdot ID \\
 &= 0,169 \cdot 1,8141 \text{ m} \\
 &= 0,3066 \text{ m} \\
 &= 1,0058 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi tangki (H)} &= Ls + ha + hb \\
 &= ( 2,7211 + 0,3066 + 0,3066 ) \text{ m} \\
 &= 3,3343 \text{ m} \\
 &= 10,9392 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

**Perhitungan tekanan desain :**

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,6959 \text{ psi} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \cdot g \cdot H \\
 &= 1.179,1005 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 3,3343 \text{ m} \\
 &= 38.528,0559 \text{ kg/m.s}^2 \\
 &= 38.528,0559 \text{ N/m}^2 \\
 &= 0,3802 \text{ atm} \\
 &= 5,5880 \text{ psi} \\
 P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= ( 1 + 0,3802 ) \text{ atm} \\
 &= 1,3802 \text{ atm} \\
 &= 20,2839 \text{ psi} \\
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \cdot P_{\text{perencanaan}} \\
 &= 1,1 \cdot 1,3802 \text{ atm} \\
 &= 1,5336 \text{ atm} \\
 &= 22,5377 \text{ psi} \\
 &= 22,5377 \text{ lb/in}^2 \\
 \text{Material} &= SA-240 \text{ Grade M Type 316.} \\
 f &= 18.750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell table item 4 page 342}) \\
 E &= 0,8 \quad (\text{Sambungan Double welded butt joint}) \\
 &\quad (\text{Brownell table 13.2 page 254})
 \end{aligned}$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo page 14})$$

**Perhitungan tebal tangki :**

Perhitungan tebal silinder ( $t_s$ ) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \text{ (lb/in}^2\text{)} \cdot r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,6 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\ &= \frac{22,5377 \cdot 35,7101}{18.750 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 22,5377} + 0,1250 \\ &= 0,1787 \text{ in} \end{aligned}$$

Jika nilai  $t_s$  distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\begin{aligned} t_s &= 0,1875 \text{ in} \\ &= \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

**Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :**

Perhitungan OD :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID (in)} + 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\ &= 71,4202 + 2 \cdot 0,1875 \\ &= 71,7952 \text{ in} \end{aligned}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 72 \text{ in} \\ \text{icr} &= 4,4 \\ r &= 72 \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder ( $L_s$ ) yang baru adalah :

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD (in)} - 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\ &= 72 - 2 \cdot 0,1875 \\ &= 71,625 \text{ in} \\ &= 1,8193 \text{ m} \\ L_s &= 107,4375 \text{ in} \\ &= 8,9531 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Perhitungan tebal tutup tangki :**

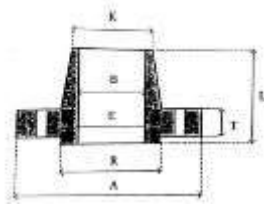
Perhitungan tebal tutup atas ( $t_{ha}$ ) berdasarkan *Kusnarjo eq.2-30 page 19* :

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,885 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)} \cdot r \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,1 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\ &= \frac{0,885 \cdot 22,5377 \cdot 72}{18.750 \cdot 0,8 - 0,1 \cdot 22,5377} + 0,125 \\ &= 0,2208 \text{ in} \\ &\approx 0,25 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup bawah ( $t_{hb}$ ) berdasarkan *Kusnarjo eq.2-30 page 19* :

$$\begin{aligned} t_{hb} &= \frac{0,885 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)} \cdot r \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,1 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\ &= \frac{0,885 \cdot 22,5377 \cdot 72}{18.750 \cdot 0,8 - 0,1 \cdot 22,5377} + 0,125 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 18.750 \cdot \frac{0,8}{0,1} = 150 \\
 &= 0,2208 \text{ in} \\
 &\approx 0,25 \text{ in}
 \end{aligned}$$



**Gambar C.34** Skema Nozzle (Brownell page 221)

**Perhitungan diameter nozzle aliran <29> :**

Densitas <i>feed</i> ( $\rho_{feed}$ )	=	1.173,7258	kg/m <sup>3</sup>
	=	73,2733	lbm/ft <sup>3</sup>
Flowrate <i>feed</i> ( $Q_{feed}$ )	=	43,2266	m <sup>3</sup> /jam
	=	1.526,5341	ft <sup>3</sup> /jam
	=	0,4240	ft <sup>3</sup> /s
Viskositas <i>feed</i> ( $\mu_{feed}$ )	=	0,8481	cp
	=	0,0008	kg/m.s
	=	3,0530	kg/m.jam
Diameter optimum	=	$3,9 \cdot Q_{feed}^{0,45} \cdot \rho_{feed}^{0,13}$ (kg/m <sup>3</sup> )	
			(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)
Diameter optimum	=	$3,9 \cdot 43,2266^{0,45} \cdot 1.173,7258^{0,13}$	
	=	53,235	mm
	=	2,096	in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari Brownell fig.

12.2 page 221 :

Nominal pipe size	=	2,5	in Sch 40
OD of flange (A)	=	7	in
	=	0,1778	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,875	in
	=	0,0222	m
OD of raised face (R)	=	4,125	in
	=	0,1048	m
Diameter of hub at base (E)	=	3,5625	in
	=	0,0905	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	2,88	in
	=	0,0732	m
Length through hub (L)	=	2,75	in
	=	0,0699	m
ID of standard wall pipe (B)	=	2,47	in
	=	0,0627	m

**Cek jenis aliran <29> :**

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan aliran (v}_{\text{aliran}}) &= \frac{Q_{\text{feed}}}{A} \\
&= \frac{43,2266 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0124 \text{ m}^2} \\
&= 3.495,7452 \text{ m/jam} \\
&= 0,9710 \text{ m/s} \\
\text{Reynold number (N}_{\text{Re}}) &= \frac{\text{ID (m)} \cdot v_{\text{aliran}} \text{ (m/s)} \cdot \rho_{\text{feed}} \text{ (kg/m}^3)}{\mu_{\text{feed}} \text{ (kg/m.s)}} \\
&= \frac{0,0627 \cdot 0,9710 \cdot 1.173,7258}{0,0008} \\
&= 84.316,5155
\end{aligned}$$

Karena  $N_{\text{Re}} > 4000$ , maka jenis aliran adalah turbulen.

**Perhitungan diameter nozzle aliran <30> :**

$$\begin{aligned}
\text{Densitas feed (}\rho_{\text{feed}}) &= 2.269,8194 \text{ kg/m}^3 \\
&= 141,7002 \text{ lbm/ft}^3 \\
\text{Flowrate feed (}Q_{\text{feed}}) &= 0,2130 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 7,5222 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 0,0021 \text{ ft}^3/\text{s} \\
\text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot Q_{\text{feed}}^{0,45} \text{ (m}^3/\text{jam)} \cdot \rho_{\text{feed}}^{0,13} \text{ (kg/m}^3) \\
&\quad \text{(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)} \\
\text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot 0,2130^{0,45} \cdot 2.269,8194^{0,13} \\
&= 5,310 \text{ mm} \\
&= 0,209 \text{ in}
\end{aligned}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig.*

12.2 page 221 :

$$\begin{aligned}
\text{Nominal pipe size} &= 0,5 \text{ in Sch 40} \\
\text{OD of flange (A)} &= 3,5 \text{ in} \\
&= 0,0889 \text{ m} \\
\text{Min. thickness of flange (T)} &= 0,4375 \text{ in} \\
&= 0,0111 \text{ m} \\
\text{OD of raised face (R)} &= 1,375 \text{ in} \\
&= 0,0349 \text{ m} \\
\text{Diameter of hub at base (E)} &= 1,1875 \text{ in} \\
&= 0,0302 \text{ m} \\
\text{Diameter of hub at point of welding (K)} &= 0,84 \text{ in} \\
&= 0,0213 \text{ m} \\
\text{Length through hub (L)} &= 1,875 \text{ in} \\
&= 0,0476 \text{ m} \\
\text{ID of standard wall pipe (B)} &= 0,62 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$= 0,0157 \text{ m}$$

**Perhitungan diameter nozzle aliran <28> :**

Densitas ( $\rho$ )	=	1.179,1287	kg/m <sup>3</sup>
	=	73,6106	lbm/ft <sup>3</sup>
Flowrate (Q)	=	43,4386	m <sup>3</sup> /jam
	=	1.534,0195	ft <sup>3</sup> /jam
	=	0,4261	ft <sup>3</sup> /s
Viskositas ( $\mu$ )	=	0,8496	cp
	=	0,0008	kg/m.s
	=	0,0031	kg/m.jam
Diameter optimum	=	$3,9 \cdot Q^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \cdot \rho^{0,13} (\text{kg}/\text{m}^3)$	
			(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)
Diameter optimum	=	$3,9 \cdot 43,4386^{0,45} \cdot 1.179,1287^{0,13}$	
	=	53,384	mm
	=	2,102	in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig.*

*12.2 page 221 :*

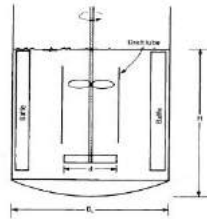
Nominal pipe size	=	2,5	in Sch 40
OD of flange (A)	=	7	in
	=	0,1778	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,875	in
	=	0,0222	m
OD of raised face (R)	=	4,125	in
	=	0,1048	m
Diameter of hub at base (E)	=	3,5625	in
	=	0,0905	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	2,88	in
	=	0,0732	m
Length through hub (L)	=	2,75	in
	=	0,0699	m
ID of standard wall pipe (B)	=	2,47	in
	=	0,0627	m

**Cek jenis aliran <28> :**

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v}_{\text{aliran}}) &= \frac{Q}{A} && \text{(Tukiman, 2013)} \\
 &= \frac{43,4386 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0124 \text{ m}^2} \\
 &= 3.512,8868 \text{ m/jam} \\
 &= 0,9758 \text{ m/s} \\
 \text{Reynold number (N}_{\text{Re}}) &= \frac{\text{ID (m)} \cdot v_{\text{aliran (m/s)}} \cdot \rho \text{ (kg/m}^3)}{\mu \text{ (kg/m.s)}} \\
 &= \frac{0,0627 \cdot 0,97580 \cdot 1.179,1287}{0,0008} \\
 &= 84.968,5384
 \end{aligned}$$

Karena  $N_{\text{Re}} > 4000$ , maka jenis aliran adalah turbulen.

**Penentuan agitator :**



**Gambar C.35** Skema Agitator

$$\begin{aligned}
 \text{Jenis pengaduk} &= \text{Six blade open turbine.} \\
 \text{Jumlah baffle} &= 4 \\
 \text{Viskositas brine} &= 0,8496 \text{ cp} \\
 &= 0,0008 \text{ kg/m.s} \\
 &= 0,0031 \text{ kg/m.jam}
 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi agitator berdasarkan Geankoplis table 3.4-1 page 144 :

$$\frac{D_a}{D_t} = 0,3 \quad (\text{Geankoplis table 3.4-1 page 144})$$

$D_t$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 D_t &= \text{ID} \\
 &= 1,8141 \text{ m} \\
 &= 71,4202 \text{ in} \\
 \text{Diameter agitator (D}_a) &= 0,3 \cdot D_t \\
 &= 0,3 \cdot 1,8141 \text{ m} \\
 &= 0,5442 \text{ m} \\
 &= 21,4261 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \quad (\text{Geankoplis table 3.4-1 page 144})$$

$D_t$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar baffle (J)} &= \frac{D_t}{12} \\
 &= \frac{21,4261 \text{ in}}{12} \\
 &= 1,7855 \text{ in}
 \end{aligned}$$



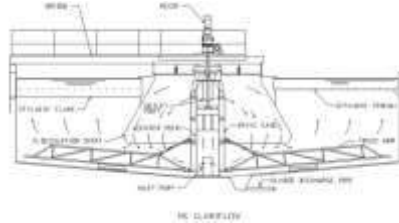
$$\begin{aligned}
&= 12 \quad \text{m} \\
&= 0,1512 \quad \text{m} \\
&= 5,9517 \quad \text{in} \\
\frac{C}{Dt} &= \frac{1}{3} \quad (\text{Geankoplis table 3.4-1 page 144}) \\
\text{Jarak antara pengaduk \& \\
\text{tangki ( C )} &= \frac{Dt}{3} \\
&= \frac{1,8141 \quad \text{m}}{3} \\
&= 0,6047 \quad \text{m} \\
&= 23,8067 \quad \text{in} \\
\frac{Da}{W} &= 8 \quad (\text{Geankoplis fig.3.4-4 page 145}) \\
\text{Lebar pengaduk (W)} &= \frac{Da}{8} \\
&= \frac{0,5442 \quad \text{m}}{8} \\
&= 0,0680 \quad \text{m} \\
&= 2,6783 \quad \text{in} \\
\text{Kecepatan pengaduk (N)} &= 90 \quad \text{rpm} \quad (\text{Hugo A.Jakobson page 812}) \\
&= 1,5 \quad \text{rps} \\
\text{Reynold number (N'_{Re})} &= \frac{Da^2 \text{ (m)} \cdot N \text{ (rps)} \cdot \rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\mu \text{ (kg/m.s)}} \\
&\quad (\text{Geankoplis eq. 3.4-1 page 144}) \\
\text{Reynold number (N'_{Re})} &= \frac{0,5442 \cdot 1,5 \cdot 2.269,8194}{0,00085} \\
&= 1.186.968,2569 \quad (\text{Turbulen}) \\
\text{Power Number (Np)} &= 2,8 \quad (\text{Geankoplis fig.3.4-4 page 145}) \\
\text{Power (P)} &= Np \cdot \rho \text{ (kg/m}^3\text{)} \cdot N^3 \text{ (rps)} \cdot Da^5 \text{ (m)} \\
&= 2,8 \cdot 2.269,8194 \cdot 1,5 \cdot 0,5442 \\
&= 5.188,1982 \quad \text{J/s} \\
&= 5.188,1982 \quad \text{W} \\
&= 5,1882 \quad \text{kW} \\
\text{Efficiency} &= 80\% \quad (\text{Samuel bridges, 2020}) \\
\text{Power Actual} &= \frac{\text{Power}}{\text{Efficiency}} \\
&= \frac{5,1882 \quad \text{kW}}{80\%} \\
&= 6,4852 \quad \text{kW} \\
&= 8,6969 \quad \text{hp}_{(1)}
\end{aligned}$$

**Tabel C.75** Spesifikasi *Brine Mixer Tank II (M-420)*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	<i>Brine Mixer Tank II (M-420)</i>
Fungsi	Sebagai tangki pencampuran antara <i>brine</i> kotor dengan <i>chemicals</i> (koagulan) untuk memurnikan <i>brine</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)	9
Volume (ft <sup>3</sup> )	285
Tinggi (ft)	11
Diameter Dalam (in)	72
Diameter <i>Nozzle</i> Aliran <28> (in)	2,5
Diameter <i>Nozzle</i> Aliran <29> (in)	2,5
Diameter <i>Nozzle</i> Aliran <30> (in)	0,5
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Jenis Pengaduk	<i>Six blade open turbine</i> .
Kecepatan Pengaduk (rpm)	90
<i>Power</i> (hp <sub>(1)</sub> )	9
Jumlah (unit)	1

**30. Clarifier (H-422)**

- Fungsi : Memisahkan larutan *brine* dari pengotornya dengan proses sedimentasi.
- Tipe : Silinder tanpa tutup atas dan dengan tutup bawah berbentuk *conical*.
- Bahan konstruksi : SA-240 Grade M Type 316.
- Jumlah : 1 unit



**Gambar C.36** Skema Clarifier

**Tabel C.76** Spesifikasi Feed Brine Aliran <28>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,2652	13.196,9250	2.170	6,0815
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,7348	36.562,6019	995,68	36,7212
NaOH	0,0000	0,0000	2.130	0,0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	2.540	0,0000
CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	2.710	0,0000
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.340	0,0000
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.210	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>49.759,5269</b>		<b>42,8028</b>

**Tabel C.77** Spesifikasi *Feed* Pengotor Aliran <28>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,3827	558,7645	2.170	0,2575
CaSO <sub>4</sub>	0,1098	160,3270	2.960	0,0542
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,1526	222,8716	1.988	0,1121
KBr	0,0364	53,1289	2.750	0,0193
KIO <sub>3</sub>	0,0009	1,3388	3.890	0,0003
H <sub>2</sub> O	0,0098	14,3626	995,68	0,0144
NaOH	0,0000	0,0000	2.130	0,0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	2.540	0,0000
CaCO <sub>3</sub>	0,1654	241,5157	2.710	0,0891
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,1423	207,8100	2.340	0,0888
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.210	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>1.460,1191</b>		<b>0,6358</b>

**Tabel C.78** Spesifikasi *Pure Brine Recycle* Aliran <27>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,2652	11.881,8981	2.170	5,4755
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,7348	32.919,2680	995,68	33,0621
NaOH	0,0000	0,0000	2.130	0,0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	2.540	0,0000
CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	2.710	0,0000
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.340	0,0000
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.210	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>44.801,1662</b>		<b>38,5376</b>

**Tabel C.79** Spesifikasi Pengotor Aliran <43>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,2919	1.873,7914	2.170	0,8635
CaSO <sub>4</sub>	0,0250	160,3270	2.960	0,0542
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0347	222,8716	1.988	0,1121
KBr	0,0083	53,1289	2.750	0,0193
KIO <sub>3</sub>	0,0002	1,3388	3.890	0,0003
H <sub>2</sub> O	0,5699	3.657,6964	995,68	3,6736
NaOH	0,0000	0,0000	2.130	0,0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	2.540	0,0000
CaCO <sub>3</sub>	0,0376	241,5157	2.710	0,0891
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0324	207,8100	2.340	0,0888
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.210	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>6.418,4798</b>		<b>4,9009</b>

T operasi = 30 °C  
P operasi = 1 atm

Pada umumnya *clarifier* memiliki *settling time* sekitar 1-4 jam (Metcalf, 1984) , sehingga di asumsikan :

*Settling time* = 1 jam

Massa *brine* = 49.759,5269 kg/jam

Massa pengotor = 1.460,1191 kg/jam

*Feed* = Massa *brine* + Massa pengotor  
= 49.759,5269 kg/jam + 1.460,1191 kg/jam  
= 51.219,6460 kg/jam  
= 51,2196 ton/jam

*Feed* tinggal = *Feed* x *Settling time*  
= 51.219,6460 kg/jam x 1 jam  
= 51.219,6460 kg  
= 51,2196 ton

Volume *brine* = 42,8028 m<sup>3</sup>/jam

Volume pengotor = 0,6358 m<sup>3</sup>/jam

Volume *feed* = Volume *brine* + Volume pengotor  
= 42,8028 m<sup>3</sup>/jam + 0,6358 m<sup>3</sup>/jam  
= 43,4386 m<sup>3</sup>/jam

Volume *feed* tinggal = Volume *feed* x *Settling time*  
= 43,4386 m<sup>3</sup>/jam x 1 jam  
= 43,4386 m<sup>3</sup>

Densitas *brine* =  $\frac{\text{Massa } brine}{\text{Volume } brine}$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{49.759,5269 \text{ kg/jam}}{42,8028 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
 &= 1.162,5305 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Densitas pengotor} &= \frac{\text{Massa pengotor}}{\text{Volume pengotor}} \\
 &= \frac{1.460,1191 \text{ kg/jam}}{0,6358 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
 &= 2.296,5622 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Viskositas } (\mu) &= 0,8496 \text{ cp} \\
 &= 0,0008 \text{ kg/m.s} \\
 &= 3,0584 \text{ kg/m.jam}
 \end{aligned}$$

Karena aliran pada *clarifier* ini di haruskan *over flow*, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume } \textit{clarifier} &= \text{Volume } \textit{feed} \\
 &= 43,4386 \text{ m}^3 \\
 &= 1.534,0195 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

**Perhitungan diameter & tinggi *clarifier* :**

$$V_{1(\text{shell})} = (1/4) \cdot (\pi \cdot \text{ID}^2 \cdot L_s)$$

Dimana,

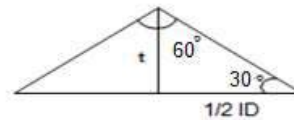
$$\text{Tinggi silinder } (L_s) = 1,5 \cdot \text{ID}$$

Maka didapatkan,

$$V_{1(\text{shell})} = 1,1781 \cdot \text{ID}^3$$

Untuk  $V_{2(\text{shell})}$  digunakan tutup bawah berbentuk *conical* dengan sudut  $120^\circ$ ,  
maka, tinggi *conical* :

$$t = \frac{1}{2} \times \text{ID} \times \tan(30^\circ)$$



$$\begin{aligned}
 V_{2(\text{conical})} &= V_{\text{kerucut}} \\
 &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2 \times t \\
 &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2 \times \left( \frac{1}{2} \times \text{ID} \times \tan 30^\circ \right) \\
 &= \frac{\pi}{24} \times \left( \text{ID}^3 \times \tan 30^\circ \right) \\
 &= 0,0756 \text{ ID}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{clarifier}} &= V_{1(\text{shell})} + V_{2(\text{conical})} \\
 43,4386 \text{ m}^3 &= 1,1781 \cdot \text{ID}^3 + 0,0756 \cdot \text{ID}^3 \\
 \text{ID}^3 &= 34,6491 \text{ m}^3 \\
 \text{ID} &= 3,2601 \text{ m} \\
 &= 128,3503 \text{ in} \\
 r_i &= 1,6300 \text{ m} \\
 &= 64,1751 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi silinder (Ls)} &= 4,8901 \text{ m} \\
&= 16,0438 \text{ ft} \\
\text{Tinggi conical (t)} &= 0,9411 \text{ m} \\
&= 3,0876 \text{ ft} \\
\text{Tinggi clarifier (H)} &= Ls + t \\
&= (4,8901 + 0,9411) \text{ m} \\
&= 5,8313 \text{ m} \\
&= 19,1314 \text{ ft}
\end{aligned}$$

**Perhitungan tekanan desain :**

*Over factor design* = 10% (Alan R. Huffman, 1976)

$$\begin{aligned}
P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\
&= 14,6959 \text{ psi}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \cdot g \cdot H \\
&= 3.459,0927 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 5,8313 \text{ m} \\
&= 197.674,2986 \text{ kg/m.s}^2 \\
&= 197.674,2986 \text{ N/m}^2 \\
&= 1,9509 \text{ atm} \\
&= 28,6701 \text{ psi}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
&= (1 + 1,9509) \text{ atm} \\
&= 2,9509 \text{ atm} \\
&= 43,3660 \text{ psi}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
&= 1,1 \times 2,9509 \text{ atm} \\
&= 3,2788 \text{ atm} \\
&= 48,1845 \text{ psi} \\
&= 48,1845 \text{ lb/in}^2
\end{aligned}$$

Material = SA-240 Grade M Type 316.

f = 18.750 psi (Brownell table 13.1 page 251)

E = 0,8 (Sambungan Double welded butt joint) (Brownell table 13.2 page 254)

C = 0,125 in (Kusnarjo page 14)

Perhitungan tebal silinder ( $t_s$ ) berdasarkan Brownell eq.13.1 page 254 :

$$\begin{aligned}
t_s &= \frac{P \text{ (lb/in}^2\text{)} \cdot r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,6 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\
&= \frac{48,1845 \cdot 64,1751}{18.750 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 48,1845} + 0,1250 \\
&= 0,3315 \text{ in}
\end{aligned}$$

Jika nilai  $t_s$  distandarisasi berdasarkan Brownell table 5.7 page 90, maka :

$$t_s = 0,3750 \text{ in}$$

$$= \frac{3}{8} \text{ in}$$

Perhitungan OD :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID (in)} + 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\ &= 128,3503 + 2 \cdot 0,3750 \\ &= 129,1003 \text{ in} \end{aligned}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\text{OD} = 132 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD (in)} - 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\ &= 132 - 2 \cdot 0,3750 \\ &= 131,25 \text{ in} \\ \text{Ls} &= 196,875 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup bawah ( $t_{hb}$ ) berdasarkan *Brownell eq. (6.154) page 118* :

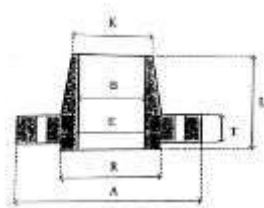
$$t_{hb} = \frac{P \cdot De}{2 \cdot \cos\left(\frac{1}{2} \alpha\right) \cdot (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Dimana :

$$\begin{aligned} P &= 48,1845 \text{ lb/in}^2 \\ \text{De} &= \text{ID} \\ &= 131,25 \text{ in} \\ \alpha &= 120^\circ \\ 1/2 \alpha &= 60^\circ \\ \cos(1/2 \alpha) &= 1 \\ f &= 18.750 \text{ psi} \\ E &= 0,8 \\ C &= 0,1250 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan nilai  $t_{hb}$  adalah :

$$t_{hb} = 0,5474 \text{ in}$$



**Gambar C.37** Skema Nozzle (*Brownell page 221*)

**Perhitungan diameter nozzle aliran <27> :**

$$\begin{aligned} \text{Densitas } (\rho) &= 1.162,5305 \text{ kg/m}^3 \\ &= 72,5744 \text{ lbm/ft}^3 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Flowrate (Q)} &= 38,5376 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 1.360,9447 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,3780 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \text{Viskositas } (\mu) &= 0,8647 \text{ cp} \\
 &= 0,0009 \text{ kg/m.s} \\
 &= 0,0031 \text{ kg/m.jam} \\
 \\ 
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \cdot \rho^{0,13} (\text{kg/m}^3) \\
 &\quad \text{(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)} \\
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot 38,5376^{0,45} \cdot 1.162,5305^{0,13} \\
 &= 50,491 \text{ mm} \\
 &= 1,988 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal pipe size} &= 2 \text{ in Sch 40} \\
 \text{OD of flange (A)} &= 6 \text{ in} \\
 &= 0,1524 \text{ m} \\
 \text{Min. thickness of flange (T)} &= 0,75 \text{ in} \\
 &= 0,0191 \text{ m} \\
 \text{OD of raised face (R)} &= 3,625 \text{ in} \\
 &= 0,0921 \text{ m} \\
 \text{Diameter of hub at base (E)} &= 3,0625 \text{ in} \\
 &= 0,0778 \text{ m} \\
 \text{Diameter of hub at point of welding (K)} &= 2,38 \text{ in} \\
 &= 0,0605 \text{ m} \\
 \text{Length through hub (L)} &= 2,5 \text{ in} \\
 &= 0,0635 \text{ m} \\
 \text{ID of standard wall pipe (B)} &= 2,07 \text{ in} \\
 &= 0,0526 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**Cek jenis aliran <27> :**

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v}_{\text{aliran}}) &= \frac{Q}{A} \quad \text{(Tukiman, 2013)} \\
 &= \frac{38,5376 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0087 \text{ m}^2} \\
 &= 4.437,3834 \text{ m/jam} \\
 &= 1,2326 \text{ m/s} \\
 \\ 
 \text{Reynold number (N}_{\text{Re}}) &= \frac{\text{ID (m)} \cdot v_{\text{aliran}} (\text{m/s}) \cdot \rho (\text{kg/m}^3)}{\mu (\text{kg/m.s})} \\
 &= \frac{0,0267 \cdot 1,23261 \cdot 1.309,6455}{0,0009} \\
 &= 49.789,5167
 \end{aligned}$$

Karena  $N_{\text{Re}} > 4000$ , maka jenis aliran adalah turbulen.

**Perhitungan diameter nozzle aliran <43> :**

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas } (\rho) &= 1.309,6455 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 81,7585 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \text{Flowrate } (Q) &= 4,9009 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 173,0748 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0481 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \cdot \rho^{0,13} (\text{kg/m}^3) \\
 &\quad \text{(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)} \\
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot 4,9009^{0,45} \cdot 1.309,6455^{0,13} \\
 &= 20,273 \text{ mm} \\
 &= 0,798 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal pipe size} &= 1 \text{ in Sch 40} \\
 \text{OD of flange (A)} &= 4,25 \text{ in} \\
 &= 0,1080 \text{ m} \\
 \text{Min. thickness of flange (T)} &= 0,5625 \text{ in} \\
 &= 0,0143 \text{ m} \\
 \text{OD of raised face (R)} &= 2 \text{ in} \\
 &= 0,0508 \text{ m} \\
 \text{Diameter of hub at base (E)} &= 1,9375 \text{ in} \\
 &= 0,0492 \text{ m} \\
 \text{Diameter of hub at point of welding (K)} &= 1,32 \text{ in} \\
 &= 0,0335 \text{ m} \\
 \text{Length through hub (L)} &= 2,1875 \text{ in} \\
 &= 0,0556 \text{ m} \\
 \text{ID of standard wall pipe (B)} &= 1,05 \text{ in} \\
 &= 0,0267 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**Perhitungan power clarifier :**

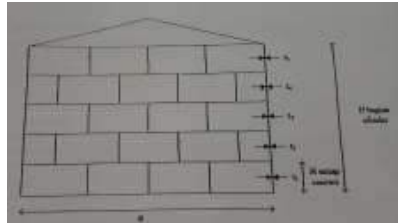
$$\begin{aligned}
 \text{Power (P)} &= 0,006 \cdot \text{ID}^2 \quad \text{(Ulrich, 1984)} \\
 &= 0,006 \cdot 17.226,5625 \text{ in}^2 \\
 &= 0,006 \cdot 11,1139 \text{ m}^2 \\
 &= 0,0667 \text{ kW} \\
 \text{Efficiency} &= 80\% \quad \text{(Giorgio Mannina, 2017)} \\
 \text{Power Actual} &= \frac{\text{Power}}{\text{Efficiency}} \\
 &= \frac{0,0667 \text{ kW}}{80\%} \\
 &= 0,0834 \text{ kW} \\
 &= 0,1118 \text{ hp}_{(1)}
 \end{aligned}$$

**Tabel C.80** Spesifikasi *Clarifier* (H-222)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
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	<i>SA-240 Grade M Type 316</i> .
Kapasitas (ton)	52
Volume (ft <sup>3</sup> )	1.535
<i>Conical Angle</i> (°)	120
Diameter Dalam (in)	132
Tinggi Silinder (ft)	35
Tebal Silinder (in)	0,375
Tinggi <i>Conical</i> (ft)	4
Tebal <i>Conical</i> (in)	1
Diameter <i>Nozzle</i> Aliran <27> (in)	2
Diameter <i>Nozzle</i> Aliran <43> (in)	1
<i>Power</i> (hp <sub>(1)</sub> )	1
Jumlah (unit)	1

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

- Fungsi : Sebagai tangki penampungan sementara *pure brine recylce* dari *Clarifier* .
- Tipe : Silinder dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah *flat*.
- Bahan konstruksi : SA-240 Grade M Type 316.
- Jumlah : 1 unit



**Gambar C.38** Skema *Brine Tank*

$$\begin{aligned}
 T \text{ operasi} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} \\
 \textit{Hold up time} &= 1 \text{ jam} \\
 \textit{Feed} &= 44.801,1662 \text{ kg/jam (Appendiks C Clarifier)} \\
 &= 44,8012 \text{ ton/jam} \\
 \textit{Feed tinggal} &= \textit{Feed} \times \textit{Hold up time} \\
 &= 44.801,1662 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 44.801,1662 \text{ kg} \\
 &= 44,8012 \text{ ton} \\
 \textit{Volume feed} &= 38,5376 \text{ m}^3/\text{jam (Appendiks C Clarifier)} \\
 \textit{Volume feed tinggal} &= \textit{Volume feed} \times \textit{Hold up time} \\
 &= 38,5376 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 38,5376 \text{ m}^3 \\
 \textit{Over factor design} &= 10\% \quad (\text{Brownell, 1959}) \\
 \text{Sehingga,} \\
 \textit{Volume tangki} &= 1,1 \times \textit{Volume feed tinggal} \\
 &= 1,1 \times 38,5376 \text{ m}^3 \\
 &= 42,8196 \text{ m}^3 \\
 &= 1.512,1608 \text{ ft}^3 \\
 &= 269,3279 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

Jika volume tangki distandarisasi berdasarkan Appendix E *Brownell* maka menurut API standard 12 C, ukuran & kapasitas tangki penyimpanan untuk *plate 72 inch* adalah :

$$\begin{aligned}
 \textit{Volume tangki} &\approx 335 \text{ bbl} \\
 &\approx 1.880,8843 \text{ ft}^3 \\
 \textit{Diameter tangki (ID)} &= 10 \text{ ft} \\
 &= 120 \text{ in} \\
 &= 3,0480 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi tangki (H)} &= 24 \text{ ft} \\
&= 288 \text{ in} \\
&= 7,3152 \text{ m} \\
\text{Jumlah courses} &= 4 \\
\text{Material} &= SA-240 \text{ Grade M Type 316.} \\
f &= 18.750 \text{ psi (Brownell table 13.1 page 251)} \\
E &= 0,8 \text{ (Sambungan Double welded butt joint)} \\
&= 0,8 \text{ (Brownell table 13.2 page 254)} \\
C &= 0,125 \text{ in (Kusnarjo page 14)}
\end{aligned}$$

**Perhitungan tekanan desain :**

$$\begin{aligned}
P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\
&= 14,6959 \text{ psi} \\
P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \cdot g \cdot H \\
&= 1.162,5305 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 7,3152 \text{ m} \\
&= 83.340,6049 \text{ kg/m.s}^2 \\
&= 83.340,6049 \text{ N/m}^2 \\
&= 0,8225 \text{ atm} \\
&= 12,0875 \text{ psi} \\
P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
&= (1 + 0,8225) \text{ atm} \\
&= 1,8225 \text{ atm} \\
&= 26,7834 \text{ psi} \\
P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
&= 1,1 \times 1,8225 \text{ atm} \\
&= 2,0250 \text{ atm} \\
&= 29,7593 \text{ psi} \\
&= 29,7593 \text{ lb/in}^2
\end{aligned}$$

**Perhitungan tebal tangki :**

Perhitungan tebal silinder ( $t_s$ ) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$\begin{aligned}
t_s &= \frac{P \text{ (lb/in}^2) \cdot r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,6 \cdot P \text{ (lb/in}^2)} + C \text{ (in)} \\
&= \frac{29,7593 \cdot 60}{18.750 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 29,7593} + 0,1250 \\
&= 0,2442 \text{ in}
\end{aligned}$$

Jika nilai  $t_s$  distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\begin{aligned}
t_s &= 0,2500 \text{ in} \\
&= \frac{1}{4} \text{ in}
\end{aligned}$$

**Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :**

Perhitungan OD :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID (in)} + 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\ &= 120 + 2 \cdot 0,2500 \\ &= 120,5 \text{ in} \end{aligned}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\text{OD} = 126 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD (in)} - 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\ &= 126 - 2 \cdot 0,2500 \\ &= 125,5 \text{ in} \\ \text{Ls} &= 188,25 \text{ in} \\ &= 15,6875 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Perhitungan sudut conical :**

$$\sin \theta = \frac{\text{ID}}{430 \times t} \quad (\text{Kusnarjo eq. 4-22 page 101})$$

$$\text{Dimana, } t = \text{tebal cone standard} = 1,25 \text{ in}$$

Maka,

$$\sin \alpha = \frac{125,5}{430 \times 1,25} = 0,2335$$

$$\alpha = 15^\circ$$

**Perhitungan tebal & tinggi tutup atas (conical head) :**Perhitungan tebal tutup atas ( $t_{ha}$ ) berdasarkan *Brownell eq. (6.154) page 118* :

$$t_{ha} = \frac{P \cdot De}{2 \cdot \cos\left(\frac{1}{2} \alpha\right) \cdot (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Dimana :

$$P = 29,7593 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{De} &= \text{ID} \\ &= 125,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\alpha = 15^\circ$$

$$1/2 \alpha = 7,5^\circ$$

$$\cos(1/2 \alpha) = 0,9914$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai  $t_{ha}$  adalah :

$$t_{ha} = 0,2507 \text{ in} \approx 0,3125 \text{ in}$$

Perhitungan tinggi tutup atas (ha) berdasarkan *Brownell* :

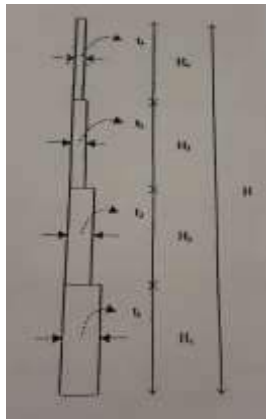
$$\begin{aligned} ha &= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(\alpha) \\ &= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(15^\circ) \\ &= 16,8138 \quad \text{in} \\ &= 1,4012 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

**Perhitungan tebal & tinggi tutup bawah (*flat head*) :**

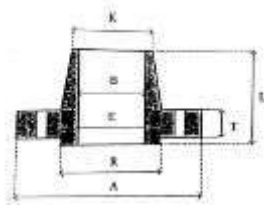
Karena tutup bawah tangki berbentuk datar, maka :

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup bawah (t}_{hb}\text{)} &= \text{Tebal silinder (t}_s\text{)} \\ &= 0,2500 \quad \text{in} \\ \text{Tinggi tutup bawah (hb)} &= \text{Tebal tutup bawah (t}_{hb}\text{)} \\ &= 0,2500 \quad \text{in} \\ &= 0,0208 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

**Perhitungan tebal silinder tiap *courses* berdasarkan *Kusnarjo page 99* :**



$$\begin{aligned} t_1 &= 0,0001456 \quad (H - 1) \times ID + C \\ &= 0,1600 \quad \text{in} \\ &\approx 0,1875 \quad \text{in} \\ t_2 &= 0,0001456 \quad (H - 8) - 1) \times ID + C \\ &= 0,1478 \quad \text{in} \\ &\approx 0,1875 \quad \text{in} \\ t_3 &= 0,0001456 \quad (H - 16) - 1) \times ID + C \\ &= 0,1357 \quad \text{in} \\ &\approx 0,1875 \quad \text{in} \\ t_4 &= 0,0001456 \quad (H - 24) - 1) \times ID + C \\ &= 0,1235 \quad \text{in} \\ &\approx 0,1875 \quad \text{in} \end{aligned}$$



**Gambar C.39** Skema *Nozzle* (Brownell page 221)

**Perhitungan diameter *nozzle* aliran <26> dan aliran <27> :**

Densitas <i>feed</i> ( $\rho_{feed}$ )	=	1.162,5305	kg/m <sup>3</sup>
	=	72,5744	lbm/ft <sup>3</sup>
Flowrate <i>feed</i> ( $Q_{feed}$ )	=	38,5376	m <sup>3</sup> /jam
	=	1.360,9447	ft <sup>3</sup> /jam
	=	0,3780	ft <sup>3</sup> /s
Viskositas <i>feed</i> ( $\mu_{feed}$ )	=	0,8647	cp
	=	0,0009	kg/m.s
	=	3,1129	kg/m.jam
Diameter optimum	=	$3,9 \cdot Q_{feed}^{0,45} (m^3/jam) \cdot \rho_{feed}^{0,13} (kg/m^3)$ <i>(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)</i>	
Diameter optimum	=	$3,9 \cdot 38,5376^{0,45} \cdot 1.162,5305^{0,13}$	
	=	50,491	mm
	=	1,988	in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig.*

12.2 page 221 :

Nominal pipe size	=	2	in Sch 40
OD of flange (A)	=	6	in
	=	0,1524	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,75	in
	=	0,0191	m
OD of raised face (R)	=	3,625	in
	=	0,0921	m
Diameter of hub at base (E)	=	3,0625	in
	=	0,0778	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	2,38	in
	=	0,0605	m
Length through hub (L)	=	2,5	in
	=	0,0635	m
ID of standard wall pipe (B)	=	2,07	in
	=	0,0526	m



Cek jenis aliran <26> dan aliran <27> :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran } (v_{\text{aliran}}) &= \frac{Q_{\text{feed}}}{A} \\ &= \frac{38,5376 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0087 \text{ m}^2} \\ &= 4.437,3834 \text{ m/jam} \\ &= 1,2326 \text{ m/s} \\ \text{Reynold number } (N_{\text{Re}}) &= \frac{\text{ID (m)} \cdot v_{\text{aliran}} \text{ (m/s)} \cdot \rho_{\text{feed}} \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\mu_{\text{feed}} \text{ (kg/m.s)}} \\ &= \frac{0,0526 \cdot 1,23261 \cdot 1.162,5305}{0,0009} \\ &= 87.130,3732 \end{aligned}$$

Karena  $N_{\text{Re}} > 4000$ , maka jenis aliran adalah turbulen.

**Tabel C.81** Spesifikasi *Brine Tank II (F-423)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Brine Tank II (F-423)</i>
Fungsi	Sebagai tangki penampungan sementara <i>pure brine recylce</i> 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)	45
Volume (ft <sup>3</sup> )	1.881
Diameter Dalam (in)	126
Diameter <i>Nozzel</i> Aliran <26> (in)	2
Diameter <i>Nozzel</i> Aliran <27> (in)	2
Tinggi Silinder (ft)	16
Tinggi Tutup Atas (ft)	1,40
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02
Tebal Silinder (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,3125
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Sudut <i>Conical</i> (°)	15
Jumlah (unit)	1

**32. Pump II (L-424)**

Fungsi : Mengalirkan *pure brine recycle* dari *Brine Tank II* ke *Brine Mixer Tank I*.  
 Tipe : *Centrifugal pump*.  
 Bahan konstruksi : *Commercial steel*.  
 Jumlah : 1 unit.

**Tabel C.82** Spesifikasi *Feed Brine* Aliran <26>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,2652	11.881,8981	2.170	5,4755
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,7348	32.919,2680	995,68	33,0621
NaOH	0,0000	0,0000	2.130	0,0000
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	2.540	0,0000
CaCO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	2.710	0,0000
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.340	0,0000
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.210	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>44.801,1662</b>		<b>38,5376</b>

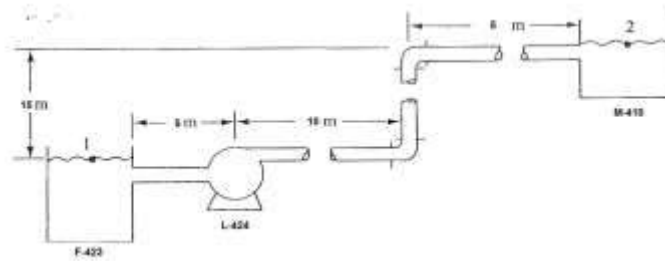
*Volumetric feed rate* ( $Q_{\text{feed}}$ ) = 38,5376 m<sup>3</sup>/jam

*Massa brine* = 44.801,1662 kg/jam  
 = 44,8012 ton/jam  
 = 12,4448 kg/s

*Volume brine* = 38,5376 m<sup>3</sup>/jam  
 = 1.360,9447 ft<sup>3</sup>/jam

*Densitas brine* ( $\rho_{\text{feed}}$ ) =  $\frac{\text{Massa brine}}{\text{Volume brine}}$   
 =  $\frac{44.801,1662 \text{ kg/jam}}{38,5376 \text{ m}^3/\text{jam}}$   
 = 1.162,5305 kg/m<sup>3</sup>

*Viskositas brine* ( $\mu_{\text{feed}}$ ) = 0,8647 m<sup>3</sup>/jam  
 = 0,0009 kg/m.s  
 = 0,0031 kg/m.jam  
 = 0,0009 Pa.s



**Gambar C.40** Skema Rencana Perpipaan

Dasar pemilihan tipe pompa :

Tipe *centrifugal pump* lebih ekonomis dan efektif untuk mengalirkan *liquid* berviskositas rendah yakni  $<0,2$  Pa.s (Wima, 2013).

Rencana Perpipaan :

Brine Tank II (F-423) ke Pump II (L-424)	=	5	m
Pump II (L-424) ke Elbow 1	=	10	m
Elbow 1 ke Elbow 2	=	15	m
Elbow 2 ke Brine Mixer Tank II (M-410)	=	5	m
Total panjang pipa lurus ( $\Delta L$ )	=	35	m

**Perhitungan diameter pipa :**

$$\begin{aligned} \text{Asumsi} &= \text{Aliran Turbulen.} \\ \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot Q_{feed}^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \cdot \rho_{feed}^{0,13} (\text{kg}/\text{m}^3) \\ &\quad \text{(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)} \\ \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot 38,5376^{0,45} \cdot 1.162,5305^{0,13} \\ &= 50,491 \text{ mm} \\ &= 1,988 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Geankoplis Ed. 3<sup>th</sup> appendix A.5-1 page 892* :

$$\begin{aligned} \text{Normal pipe size} &= 2 \text{ in Sch 40} \\ \text{OD} &= 2,375 \text{ in} = 0,0603 \text{ m} \\ \text{ID} &= 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m} \\ \text{A} &= 0,0233 \text{ ft}^2 = 0,0022 \text{ m}^2 \\ \text{Kecepatan aliran} &= \frac{Q_{feed}}{A} \\ (\text{v}_{aliran}) &= \frac{38,538 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0022 \text{ m}^2} \\ &= 17.803,2500 \text{ m/jam} \\ &= 4,9453 \text{ m/s} \\ \text{Reynold number} &= \frac{\text{ID (m)} \cdot \text{v}_{aliran} (\text{m/s}) \cdot \rho_{feed} (\text{kg}/\text{m}^3)}{\mu_{feed} (\text{kg}/\text{m.s})} \\ (\text{N}_{Re}) &= \frac{0,0525 \cdot 4,94535 \cdot 1.162,5305}{0,0009} \end{aligned}$$

$$= 349.069,6118$$

**Perhitungan friction loss :**

1. *Contraction loss at tank F-423 exit.*

Perhitungan *sudden contraction losses* berdasarkan persamaan *Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. eq. (2.10-6) page 93* :

$$h_c = K_c \cdot \frac{v^2}{2 \cdot \alpha}$$

$$= \left( 0,55 \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \right) \cdot \frac{v^2}{2 \cdot \alpha}$$

Dimana :

$$\alpha = 1 \quad (\text{for turbulent flow})$$

$$v^2 = v_{\text{aliran}}^2$$

$$= 24,4565 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$A_{1(\text{tank})} \gg A_{2(\text{pipe})}$ , maka diasumsikan :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

Sehingga didapatkan :

$$h_c = \left( 0,55 \left( 1 - 0 \right) \right) \cdot \frac{24,4565}{2 \cdot 1}$$

$$= 6,7255 \text{ J/kg}$$

2. *Friction in the straight pipe.*

*Material pipa* : *Commercial steel.*

Berdasarkan *Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. fig 2.10-3 page 88*, maka didapatkan data untuk *commercial steel* adalah sebagai berikut.

$$\varepsilon = 0,000046 \text{ m}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0525 \text{ m}}$$

$$= 0,0009$$

$$f = 0,0049$$

Perhitungan *friction loss (F<sub>f</sub>)* berdasarkan *Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. eq 2.10-6 page 89* :

$$F_f = 4 \cdot f \cdot \frac{\Delta L \text{ (m)}}{D \text{ (m)}} \cdot \frac{v^2 \text{ (m}^2/\text{s}^2)}{2}$$

$$= 4 \cdot 0,0049 \cdot \frac{35}{0,0525} \cdot \frac{24,4565}{2}$$

$$= 159,7767 \text{ J/kg}$$

3. *Friction in the two elbows.*

*Elbow 90°* = 2 buah

Berdasarkan *Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. table 2.10-1 page 93* didapatkan data untuk *elbow 90°* adalah sebagai berikut :

$$K_f = 0,75$$

Perhitungan *friction loss (h<sub>f</sub>)* berdasarkan *Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. eq 2.10-6 page 89* :

$$\begin{aligned} h_f &= K_f \cdot \frac{v^2}{2} \cdot 2 \\ &= 0,75 \cdot \frac{24,4565 \text{ m}^2/\text{s}^2}{2} \cdot 2 \\ &= 18,3423 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

4. *Friction loss at the tank M-410 entrance.*

$$\begin{aligned} h_{ex} &= K_{ex} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot \alpha} \\ &= \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \cdot \frac{v^2}{2 \cdot \alpha} \end{aligned}$$

Dimana :

$$\alpha = 1 \quad (\text{for turbulent flow})$$

$$v^2 = v_{\text{aliran}}^2$$

$$= 24,4565 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$A_{1(\text{tank})} \gg A_{2(\text{pipe})}$ , maka diasumsikan :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

Sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} h_{ex} &= \left( 1 - 0 \right)^2 \cdot \frac{24,4565}{2 \cdot 1} \\ &= 12,2282 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total friction loss } (\Sigma F) &= h_c + F_f + h_f + h_{ex} \\ &= 197,0728 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Perhitungan *mechanical energy actually delivered to the fluid by the pump (-Ws)* berdasarkan *Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. eq 2.7-28 page 64* :

$$-Ws = \frac{1}{2 \cdot \alpha} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F$$

Dimana :

$$\alpha = 1 \quad (\text{for turbulent flow})$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$z_2 - z_1 = 15 \text{ m}$$

$$P_2 - P_1 = 0 \text{ kg/m}^2$$

$$\rho = 1.162,5305 \text{ kg/m}^3$$

$$\Sigma F = 197,0728 \text{ J/kg}$$

Sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{1}{2 \cdot 1} \cdot 0 + 147 + 0 + 197,0728 \\ &= 344,0728 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Perhitungan *energy work delivered to the pump* ( $W_p$ ) berdasarkan *Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. eq 2.7-30 page 65* :

$$\text{Fractional efficiency } (\eta) = 0,65 \quad (\text{Geankoplis 3}^{\text{th}} \text{ Ed. page 112})$$

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{-W_s}{\eta} \\ &= \frac{344,0728 \text{ J/kg}}{0,65} \\ &= 529,3428 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Perhitungan *pump kW power* berdasarkan *Geankoplis 3<sup>th</sup> Ed. page 112* :

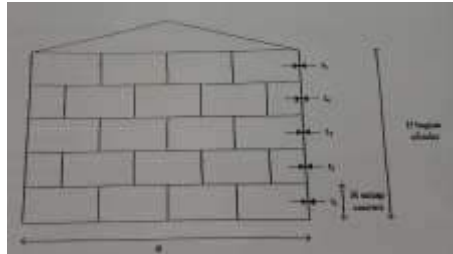
$$\begin{aligned} \text{Power} &= \text{mass brine (kg/s)} \cdot W_p \text{ (J/kg)} \\ &= 12,4448 \cdot 529,3428 \\ &= 6.587,5486 \text{ W} \\ &= 6,5875 \text{ kW} \\ &= 8,8340 \text{ hp}_{(1)} \end{aligned}$$

**Tabel C.83** Spesifikasi *Pump II* (L-424)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Pump II</i> (L-424)
Fungsi	Mengalirkan pure brine recycle dari <i>Brine Tank II</i> ke <i>Brine Mixer Tank I</i> .
Tipe	<i>Centrifugal pump</i> .
Bahan Konstruksi	<i>Commercial steel</i> .
Kapasitas (ft <sup>3</sup> /jam)	1.361
<i>Nominal Pipe Size</i>	2 in Sch 40
Diameter Dalam (in)	2,067
Diameter Luar (in)	2,375
Luas Penampang (ft <sup>2</sup> )	0,02330
<i>Power</i> (hp <sub>(1)</sub> )	9
Jumlah (unit)	1

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

Fungsi	:	Sebagai tangki penyimpanan NaOH.
Tipe	:	Silinder dengan tutup atas <i>conical</i> dan tutup bawah <i>flat</i> .
Bahan konstruksi	:	SA-240 Grade M Type 316.
Jumlah	:	1 unit



Gambar C.41 Skema NaOH Storage Tank

T operasi	=	30	°C
P operasi	=	1	atm
Dibutuhkan :			
Mass rate NaOH	=	253,1551	kg/jam
	=	0,2532	ton/jam
Asumsi persediaan :			
Waktu tinggal	=	7	hari (Dhaniar, 2014)
	=	168	jam
m NaOH tinggal	=	Mass rate NaOH	x Waktu tinggal
	=	253,1551	kg/jam x 168 jam
	=	42.530,0521	kg
	=	42,5301	ton
$\rho$ NaOH	=	2,1300	g/cm <sup>3</sup>
	=	2.130,0000	kg/m <sup>3</sup>
V NaOH tinggal	=	( 1 / $\rho$ NaOH)	x m NaOH tinggal
	=	0,0005	m <sup>3</sup> /kg x 42.530,0521 kg
	=	19,9672	m <sup>3</sup>
Over factor design	=	10%	(Brownell, 1959)
Sehingga,			
Volume tangki	=	1,1	x V NaOH tinggal
	=	1,1	x 19,9672 m <sup>3</sup>
	=	22,1857	m <sup>3</sup>
	=	783,4825	ft <sup>3</sup>
	=	139,5445	bb1
Jika volume tangki distandarisasi berdasarkan Appendix E <i>Brownell</i> maka menurut API standard 12 C, ukuran & kapasitas tangki penyimpanan untuk <i>plate 72 inch</i> adalah :			
Volume tangki	≈	170	bb1

	≈	954,4786	ft <sup>3</sup>
Diameter tangki (ID)	=	10	ft
	=	120	in
	=	3,0480	m
Tinggi tangki (H)	=	12	ft
	=	144	in
	=	3,6576	m
Jumlah <i>courses</i>	=	2	
Material	=	SA-240 Grade M Type 316.	
f	=	18.750	psi (Brownell table 13.1 page 251)
E	=	0,8	(Sambungan Double welded butt joint) (Brownell table 13.2 page 254)
C	=	0,125	in (Kusnarjo page 14)

### Perhitungan tekanan desain :

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,6959 \text{ psi} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \cdot g \cdot H \\
 &= 2.130,0000 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 3,6576 \text{ m} \\
 &= 76.348,7424 \text{ kg/m.s}^2 \\
 &= 76.348,7424 \text{ N/m}^2 \\
 &= 0,7535 \text{ atm} \\
 &= 11,0734 \text{ psi} \\
 P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= (1 + 0,7535) \text{ atm} \\
 &= 1,7535 \text{ atm} \\
 &= 25,7693 \text{ psi} \\
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
 &= 1,1 \times 1,7535 \text{ atm} \\
 &= 1,9483 \text{ atm} \\
 &= 28,6326 \text{ psi} \\
 &= 28,6326 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

### Perhitungan tebal tangki :

Perhitungan tebal silinder ( $t_s$ ) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \text{ (lb/in}^2\text{)} \cdot r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,6 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\
 &= \frac{28,6326 \cdot 60}{18.750 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 28,6326} + 0,1250 \\
 &= 0,2397 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jika nilai  $t_s$  distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$t_s = 0,2500 \text{ in}$$



$$= \frac{1}{4} \text{ in}$$

**Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :**

Perhitungan OD :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID (in)} + 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\ &= 120 + 2 \cdot 0,2500 \\ &= 120,5 \text{ in} \end{aligned}$$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\text{OD} = 126 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD (in)} - 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\ &= 126 - 2 \cdot 0,2500 \\ &= 125,5 \text{ in} \\ &= 10,4583 \text{ ft} \\ \text{Ls} &= 188,25 \text{ in} \\ &= 15,6875 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Perhitungan sudut conical :**

$$\sin \theta = \frac{\text{ID}}{430 \cdot x \cdot t} \quad (\text{Kusnarjo eq. 4-22 page 101})$$

$$\text{Dimana, } t = \text{tebal cone standard} = 1,25 \text{ in}$$

Maka,

$$\sin \alpha = \frac{125,5}{430 \cdot x \cdot 1,25} = 0,2335$$

$$\alpha = 15^\circ$$

**Perhitungan tebal & tinggi tutup atas (conical head) :**

Perhitungan tebal tutup atas ( $t_{ha}$ ) berdasarkan *Brownell eq. (6.154) page 118* :

$$t_{ha} = \frac{P \cdot De}{2 \cdot \cos\left(\frac{1}{2} \alpha\right) \cdot (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Dimana :

$$P = 28,6326 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{De} &= \text{ID} \\ &= 125,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\alpha = 15^\circ$$

$$1/2 \alpha = 7,5^\circ$$

$$\cos(1/2 \alpha) = 0,9914$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai  $t_{ha}$  adalah :

$$t_{ha} = 0,2460 \text{ in} \approx 0,2500 \text{ in}$$

Perhitungan tinggi tutup atas (ha) berdasarkan *Brownell* :

$$\begin{aligned}
 ha &= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(\alpha) \\
 &= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(15^\circ) \\
 &= 16,8138 \quad \text{in} \\
 &= 1,4012 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

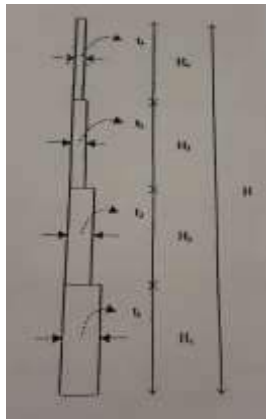
**Perhitungan tebal & tinggi tutup bawah (*flat head*) :**

Karena tutup bawah tangki berbentuk datar, maka :

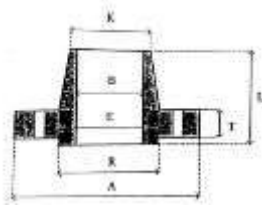
$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup bawah (t}_{hb}\text{)} &= \text{Tebal silinder (t}_s\text{)} \\
 &= 0,2500 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup bawah (hb)} &= \text{Tebal tutup bawah (t}_{hb}\text{)} \\
 &= 0,2500 \quad \text{in} \\
 &= 0,0208 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

**Perhitungan tebal silinder tiap *courses* berdasarkan *Kusnarjo page 99* :**



$$\begin{aligned}
 t_1 &= 0,0001456 \quad (H - 1) \times ID + C \\
 &= 0,1410 \quad \text{in} \\
 &\approx 0,1875 \quad \text{in} \\
 t_2 &= 0,0001456 \quad (H - 8) - 1) \times ID + C \\
 &= 0,1410 \quad \text{in} \\
 &\approx 0,1875 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$



**Gambar C.42** Skema *Nozzle* (Brownell page 221)

**Perhitungan diameter nozzle aliran <30 A> :**

Aliran <30 A> adalah aliran NaOH keluar dari NaOH Storage Tank (F-425) menuju Brine Mixer Tank II (M-420).

$\rho$ NaOH	=	2.130,0000	kg/m <sup>3</sup>
	=	132,9716	lbm/ft <sup>3</sup>
Q NaOH	=	8,4138	m <sup>3</sup> /jam
	=	297,1314	ft <sup>3</sup> /jam
	=	0,0825	ft <sup>3</sup> /s
$\mu$ NaOH	=	78,0000	cp
	=	0,0780	kg/m.s
	=	280,8000	kg/m.jam
Diameter optimum	=	$3,9 \cdot Q_{\text{NaOH}}^{0,45} \cdot \rho_{\text{NaOH}}^{0,13}$	(m <sup>3</sup> /jam) (kg/m <sup>3</sup> )
			(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)
Diameter optimum	=	$3,9 \cdot 8,4138^{0,45} \cdot 2.130,0000^{0,13}$	
	=	27,542	mm
	=	1,084	in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari Brownell fig. 12.2 page 221 :

Nominal pipe size	=	1,25	in Sch 40
OD of flange (A)	=	4,625	in
	=	0,1175	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,625	in
	=	0,0159	m
OD of raised face (R)	=	2,5	in
	=	0,0635	m
Diameter of hub at base (E)	=	2,3125	in
	=	0,0587	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	1,66	in
	=	0,0422	m
Length through hub (L)	=	2,25	in
	=	0,0572	m
ID of standard wall pipe (B)	=	1,38	in
	=	0,0351	m

**Cek jenis aliran <30 A> :**

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v}_{\text{aliran}}) &= \frac{Q_{\text{feed}}}{A} \\
 &= \frac{8,4138 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0039 \text{ m}^2} \\
 &= 2.179,8042 \text{ m/jam} \\
 &= 0,6055 \text{ m/s} \\
 \text{Reynold number (N}_{\text{Re}}) &= \frac{\text{ID (m)} \cdot v_{\text{aliran}} \text{ (m/s)} \cdot \rho \text{ NaOH (kg/m}^3)}{\mu \text{ NaOH (kg/m.s)}} \\
 &= \frac{0,0351 \cdot 0,60550 \cdot 2.130,0000}{0,0780} \\
 &= 579,5792
 \end{aligned}$$

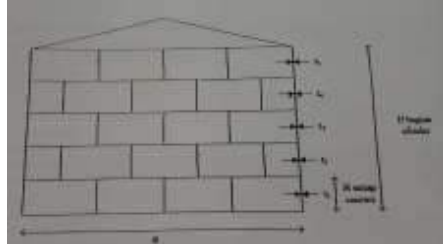
Karena  $N_{\text{Re}} < 4000$ , maka jenis aliran adalah laminar.

**Tabel C.84** Spesifikasi NaOH Storage Tank (F-425)

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

### 34. Ca(OH)<sub>2</sub> Storage Tank (F-426)

- Fungsi : Sebagai tangki penyimpanan Ca(OH)<sub>2</sub>.  
 Tipe : Silinder dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah *flat*.  
 Bahan konstruksi : SA-240 Grade M Type 316.  
 Jumlah : 1 unit



Gambar C.43 Skema Ca(OH)<sub>2</sub> Storage Tank

T operasi = 30 °C  
 P operasi = 1 atm  
 Dibutuhkan :

*Mass rate* Ca(OH)<sub>2</sub> = 59,0700 kg/jam  
 = 0,0591 ton/jam

Asumsi persediaan :

Waktu tinggal = 7 hari (Dhaniar, 2014)  
 = 168 jam

m Ca(OH)<sub>2</sub> tinggal = *Mass rate* Ca(OH)<sub>2</sub> x Waktu tinggal  
 = 59,0700 kg/jam x 168 jam  
 = 9.923,7631 kg  
 = 9,9238 ton

ρ Ca(OH)<sub>2</sub> = 2,1520 g/cm<sup>3</sup>  
 = 2.152,0000 kg/m<sup>3</sup>

V Ca(OH)<sub>2</sub> tinggal = (1 / ρ Ca(OH)<sub>2</sub>) x m Ca(OH)<sub>2</sub> tinggal  
 = 0,0005 m<sup>3</sup>/kg x 9.923,7631 kg  
 = 4,6114 m<sup>3</sup>

*Over factor design* = 10% (Brownell, 1959)  
 Sehingga,

Volume tangki = 1,1 x V Ca(OH)<sub>2</sub> tinggal  
 = 1,1 x 4,6114 m<sup>3</sup>  
 = 5,1238 m<sup>3</sup>  
 = 180,9452 ft<sup>3</sup>  
 = 32,2278 bbl

Jika volume tangki distandarisasi berdasarkan *Brownell Table 3.3 Page 43*.  
 Volume tangki ≈ 90 bbl  
 ≈ 505,3122 ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 7,11 \text{ ft.in} \\
 &= 85,32 \text{ in} \\
 &= 2,1671 \text{ m} \\
 \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 10 \text{ ft} \\
 &= 120 \text{ in} \\
 &= 3,0480 \text{ m} \\
 \\ 
 \text{Material} &= \text{SA-240 Grade M Type 316.} \\
 f &= 18.750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell table 13.1 page 251}) \\
 E &= 0,8 \quad (\text{Sambungan Double welded butt joint}) \\
 &\quad (\text{Brownell table 13.2 page 254}) \\
 C &= 0,125 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo page 14})
 \end{aligned}$$

**Perhitungan tekanan desain :**

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,6959 \text{ psi} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \cdot g \cdot H \\
 &= 2.152,0000 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 3,0480 \text{ m} \\
 &= 64.281,1008 \text{ kg/m.s}^2 \\
 &= 64.281,1008 \text{ N/m}^2 \\
 &= 0,6344 \text{ atm} \\
 &= 9,3232 \text{ psi} \\
 P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= (1 + 0,6344) \text{ atm} \\
 &= 1,6344 \text{ atm} \\
 &= 24,0191 \text{ psi} \\
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
 &= 1,1 \times 1,6344 \text{ atm} \\
 &= 1,8160 \text{ atm} \\
 &= 26,6878 \text{ psi} \\
 &= 26,6878 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

**Perhitungan tebal tangki :**

Perhitungan tebal silinder ( $t_s$ ) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \text{ (lb/in}^2\text{)} \cdot r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,6 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\
 &= \frac{26,6878 \cdot 43}{18.750 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 26,6878} + 0,1250 \\
 &= 0,2010 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jika nilai  $t_s$  distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\begin{aligned}
 t_s &= 0,2500 \text{ in} \\
 &= \frac{1}{4} \text{ in}
 \end{aligned}$$

**Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :**

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\text{OD} = 90 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder ( $L_s$ ) yang baru adalah :

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD (in)} - 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\ &= 90 - 2 \cdot 0,2500 \\ &= 89,5 \text{ in} \\ &= 7,4583 \text{ ft} \end{aligned}$$

Untuk *storage* kecil  $\text{ID} : L_s = 1 : 1$ , sehingga :

$$\begin{aligned} L_s &= 89,5 \text{ in} \\ &= 7,4583 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Perhitungan sudut conical :**

$$\sin \theta = \frac{\text{ID}}{430 \times t} \quad (\text{Kusnarjo eq. 4-22 page 101})$$

$$\text{Dimana, } t = \text{tebal cone standard} = 1,25 \text{ in}$$

Maka,

$$\sin \alpha = \frac{89,5}{430 \times 1,25} = 0,1665$$

$$\alpha = 11^\circ$$

**Perhitungan tebal & tinggi tutup atas (conical head) :**

Perhitungan tebal tutup atas ( $t_{ha}$ ) berdasarkan *Brownell eq. (6.154) page 118* :

$$t_{ha} = \frac{P \cdot De}{2 \cdot \cos\left(\frac{1}{2} \alpha\right) (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Dimana :

$$P = 26,6878 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned} De &= \text{ID} \\ &= 89,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\alpha = 11^\circ$$

$$1/2 \alpha = 5,5^\circ$$

$$\cos(1/2 \alpha) = 0,9954$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai  $t_{ha}$  adalah :

$$t_{ha} = 0,2051 \text{ in} \approx 0,2500 \text{ in}$$

Perhitungan tinggi tutup atas (ha) berdasarkan *Brownell* :

$$\begin{aligned} ha &= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(\alpha) \\ &= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(15^\circ) \\ &= 8,6985 \quad \text{in} \\ &= 0,7249 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

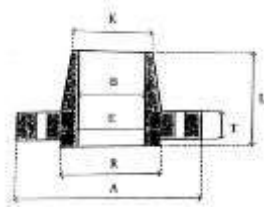
**Perhitungan tebal & tinggi tutup bawah (*flat head*) :**

Karena tutup bawah tangki berbentuk datar, maka :

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup bawah (t}_{hb}\text{)} &= \text{Tebal silinder (t}_s\text{)} \\ &= 0,2500 \quad \text{in} \\ \text{Tinggi tutup bawah (hb)} &= \text{Tebal tutup bawah (t}_{hb}\text{)} \\ &= 0,2500 \quad \text{in} \\ &= 0,0208 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

**Perhitungan tinggi tangki (H) :**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki (H)} &= L_s + ha + hb \\ &= ( 7,4583 + 0,7249 + 0,0208 ) \quad \text{ft} \\ &= 8,2040 \quad \text{ft} \end{aligned}$$



**Gambar C.44** Skema *Nozzle* (*Brownell* page 221)

**Perhitungan diameter *nozzle* aliran <30 B> :**

Aliran <30 B> adalah aliran  $\text{Ca(OH)}_2$  keluar dari  $\text{Ca(OH)}_2$  *Storage Tank* (F-426) menuju *Brine Mixer Tank* II (M-420).

$$\begin{aligned} \rho \text{ Ca(OH)}_2 &= 2.152,0000 \quad \text{kg/m}^3 \\ &= 134,3450 \quad \text{lbm/ft}^3 \\ Q \text{ Ca(OH)}_2 &= 36,4313 \quad \text{m}^3/\text{jam} \\ &= 1.286,5619 \quad \text{ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,3574 \quad \text{ft}^3/\text{s} \\ \mu \text{ Ca(OH)}_2 &= 0,8937 \quad \text{cp} \\ &= 0,0009 \quad \text{kg/m.s} \\ &= 3,2173 \quad \text{kg/m.jam} \\ \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot Q_{\text{Ca(OH)}_2}^{0,45} \cdot \rho_{\text{Ca(OH)}_2}^{0,13} \quad (\text{kg/m}^3) \\ &\quad \text{(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)} \\ \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot 36,4313^{0,45} \cdot 2.152,0000^{0,13} \end{aligned}$$



$$= 53,333 \text{ mm}$$

$$= 2,100 \text{ in}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig.*

12.2 page 221 :

Nominal pipe size	=	2,5	in Sch 40
OD of flange (A)	=	7	in
	=	0,1778	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,875	in
	=	0,0222	m
OD of raised face (R)	=	4,125	in
	=	0,1048	m
Diameter of hub at base (E)	=	3,5625	in
	=	0,0905	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	2,88	in
	=	0,0732	m
Length through hub (L)	=	2,75	in
	=	0,0699	m
ID of standard wall pipe (B)	=	2,47	in
	=	0,0627	m

**Cek jenis aliran <30 B> :**

$$\text{Kecepatan aliran (v}_{\text{aliran}}) = \frac{Q_{\text{feed}}}{A}$$

$$= \frac{36,4313 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0124 \text{ m}^2}$$

$$= 2.946,2117 \text{ m/jam}$$

$$= 0,8184 \text{ m/s}$$

$$\text{Reynold number (N}_{\text{Re}}) = \frac{\text{ID (m)} \cdot v_{\text{aliran (m/s)}} \cdot \rho_{\text{Ca(OH)}_2 \text{ (kg/m}^3)}}{\mu_{\text{Ca(OH)}_2 \text{ (kg/m.s)}}$$

$$= \frac{0,0627 \cdot 0,81839 \cdot 2.152,0000}{0,0009}$$

$$= 123.635,3402$$

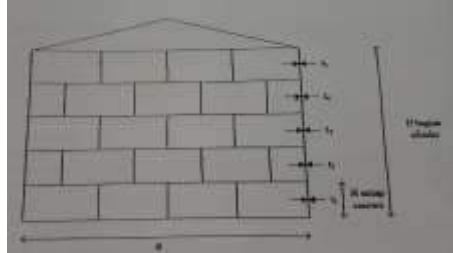
Karena  $N_{\text{Re}} > 4000$ , maka jenis aliran adalah turbulen.

**Tabel C.85** Spesifikasi  $\text{Ca(OH)}_2$  Storage Tank (F-426)

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

**35. Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> Storage Tank (F-427)**

- Fungsi : Sebagai tangki penyimpanan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>.  
 Tipe : Silinder dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah *flat*.  
 Bahan konstruksi : SA-240 Grade M Type 316.  
 Jumlah : 1 unit



**Gambar C.45** Skema Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> Storage Tank

T operasi = 30 °C  
 P operasi = 1 atm  
 Dibutuhkan :

$Mass\ rate\ Na_2CO_3 = 171,2575\ kg/jam$   
 $= 0,1713\ ton/jam$

Asumsi persediaan :

Waktu tinggal = 7 hari (Dhaniar, 2014)  
 $= 168\ jam$

$m\ Na_2CO_3\ tinggal = Mass\ rate\ Na_2CO_3 \times Waktu\ tinggal$   
 $= 171,2575\ kg/jam \times 168\ jam$   
 $= 28.771,2681\ kg$   
 $= 28,7713\ ton$

$\rho\ Na_2CO_3 = 2,5400\ g/cm^3$   
 $= 2.540,0000\ kg/m^3$

$V\ Na_2CO_3\ tinggal = (1 / \rho\ Na_2CO_3) \times m\ Na_2CO_3\ tinggal$   
 $= 0,0004\ m^3/kg \times 28.771,2681\ kg$   
 $= 11,3273\ m^3$

*Over factor design* = 10% (Brownell, 1959)  
 Sehingga,

Volume tangki = 1,1 x  $V\ Na_2CO_3\ tinggal$   
 $= 1,1 \times 11,3273\ m^3$   
 $= 12,5859\ m^3$   
 $= 444,4657\ ft^3$   
 $= 79,1629\ bbl$

Jika volume tangki distandarisasi berdasarkan *Brownell Table 3.3 Page 43*.  
 Volume tangki  $\approx 90\ bbl$   
 $\approx 505,3122\ ft^3$

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 7,11 \text{ ft.in} \\
 &= 85,32 \text{ in} \\
 &= 2,1671 \text{ m} \\
 \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 10 \text{ ft} \\
 &= 120 \text{ in} \\
 &= 3,0480 \text{ m} \\
 \\ 
 \text{Material} &= \text{SA-240 Grade M Type 316.} \\
 f &= 18.750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell table 13.1 page 251}) \\
 E &= 0,8 \quad (\text{Sambungan Double welded butt joint}) \\
 &\quad (\text{Brownell table 13.2 page 254}) \\
 C &= 0,125 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo page 14})
 \end{aligned}$$

**Perhitungan tekanan desain :**

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,6959 \text{ psi} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \cdot g \cdot H \\
 &= 2.540,0000 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 3,0480 \text{ m} \\
 &= 75.870,8160 \text{ kg/m.s}^2 \\
 &= 75.870,8160 \text{ N/m}^2 \\
 &= 0,7488 \text{ atm} \\
 &= 11,0041 \text{ psi} \\
 P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= ( 1 + 0,7488 ) \text{ atm} \\
 &= 1,7488 \text{ atm} \\
 &= 25,7000 \text{ psi} \\
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
 &= 1,1 \times 1,7488 \text{ atm} \\
 &= 1,9431 \text{ atm} \\
 &= 28,5556 \text{ psi} \\
 &= 28,5556 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

**Perhitungan tebal tangki :**

Perhitungan tebal silinder ( $t_s$ ) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \text{ (lb/in}^2\text{)} \cdot r_i \text{ (in)}}{f \text{ (psi)} \cdot E - 0,6 \cdot P \text{ (lb/in}^2\text{)}} + C \text{ (in)} \\
 &= \frac{28,5556 \cdot 43}{18.750 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 28,5556} + 0,1250 \\
 &= 0,2063 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jika nilai  $t_s$  distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\begin{aligned}
 t_s &= 0,2500 \text{ in} \\
 &= \frac{1}{4} \text{ in}
 \end{aligned}$$

**Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :**

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90*, maka :

$$\text{OD} = 90 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder ( $L_s$ ) yang baru adalah :

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD (in)} - 2 \cdot t_s \text{ (in)} \\ &= 90 - 2 \cdot 0,2500 \\ &= 89,5 \text{ in} \\ &= 7,4583 \text{ ft} \end{aligned}$$

Untuk *storage* kecil ID :  $L_s = 1 : 1$ , sehingga :

$$\begin{aligned} L_s &= 89,5 \text{ in} \\ &= 7,4583 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Perhitungan sudut conical :**

$$\sin \theta = \frac{\text{ID}}{430 \times t} \quad (\text{Kusnarjo eq. 4-22 page 101})$$

$$\text{Dimana, } t = \text{tebal cone standard} = 1,25 \text{ in}$$

Maka,

$$\sin \alpha = \frac{89,5}{430 \times 1,25} = 0,1665$$

$$\alpha = 11^\circ$$

**Perhitungan tebal & tinggi tutup atas (conical head) :**

Perhitungan tebal tutup atas ( $t_{ha}$ ) berdasarkan *Brownell eq. (6.154) page 118* :

$$t_{ha} = \frac{P \cdot De}{2 \cdot \cos\left(\frac{1}{2} \alpha\right) \left(f \cdot E - 0,6 \cdot P\right)} + C$$

Dimana :

$$P = 28,5556 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned} De &= \text{ID} \\ &= 89,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\alpha = 11^\circ$$

$$1/2 \alpha = 5,5^\circ$$

$$\cos(1/2 \alpha) = 0,9954$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$

Sehingga, didapatkan nilai  $t_{ha}$  adalah :

$$t_{ha} = 0,2107 \text{ in} \approx 0,2500 \text{ in}$$

Perhitungan tinggi tutup atas (ha) berdasarkan *Brownell* :

$$\begin{aligned} ha &= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(\alpha) \\ &= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(15^\circ) \\ &= 8,6985 \quad \text{in} \\ &= 0,7249 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

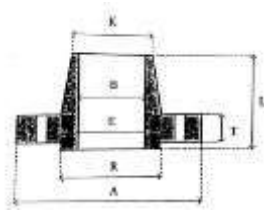
**Perhitungan tebal & tinggi tutup bawah (*flat head*) :**

Karena tutup bawah tangki berbentuk datar, maka :

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup bawah (t}_{hb}\text{)} &= \text{Tebal silinder (t}_s\text{)} \\ &= 0,2500 \quad \text{in} \\ \text{Tinggi tutup bawah (hb)} &= \text{Tebal tutup bawah (t}_{hb}\text{)} \\ &= 0,2500 \quad \text{in} \\ &= 0,0208 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

**Perhitungan tinggi tangki (H) :**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki (H)} &= L_s + ha + hb \\ &= ( 7,4583 + 0,7249 + 0,0208 ) \quad \text{ft} \\ &= 8,2040 \quad \text{ft} \end{aligned}$$



**Gambar C.46** Skema *Nozzle* (*Brownell* page 221)

**Perhitungan diameter *nozzle* aliran <30 C> :**

Aliran <30 C> adalah aliran  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  keluar dari  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  *Storage Tank* (F-427) menuju *Brine Mixer Tank* II (M-420).

$$\begin{aligned} \rho_{\text{Na}_2\text{CO}_3} &= 2.540,0000 \quad \text{kg/m}^3 \\ &= 158,5670 \quad \text{lbm/ft}^3 \\ Q_{\text{Na}_2\text{CO}_3} &= 14,8315 \quad \text{m}^3/\text{jam} \\ &= 523,7687 \quad \text{ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,1455 \quad \text{ft}^3/\text{s} \\ \mu_{\text{Na}_2\text{CO}_3} &= 1,0500 \quad \text{cp} \\ &= 0,0011 \quad \text{kg/m.s} \\ &= 3,7800 \quad \text{kg/m.jam} \\ \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot Q_{\text{Na}_2\text{CO}_3}^{0,45} (\text{m}^3/\text{jam}) \cdot \rho_{\text{Na}_2\text{CO}_3}^{0,13} (\text{kg/m}^3) \\ &\quad \text{(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)} \\ \text{Diameter optimum} &= 3,9 \cdot 14,8315^{0,45} \cdot 2.540,0000^{0,13} \\ &= 36,369 \quad \text{mm} \end{aligned}$$

$$= 1,432 \text{ in}$$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	1,5	in Sch 40
OD of flange (A)	=	5	in
	=	0,1270	m
Min. thickness of flange (T)	=	1,0625	in
	=	0,0270	m
OD of raised face (R)	=	2,875	in
	=	0,0730	m
Diameter of hub at base (E)	=	2,5625	in
	=	0,0651	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	1,9	in
	=	0,0483	m
Length through hub (L)	=	2,4375	in
	=	0,0619	m
ID of standard wall pipe (B)	=	1,61	in
	=	0,0409	m

**Cek jenis aliran <30 C> :**

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (v}_{\text{aliran}}) &= \frac{Q_{\text{feed}}}{A} \\ &= \frac{14,8315 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0053 \text{ m}^2} \\ &= 2.823,0264 \text{ m/jam} \\ &= 0,7842 \text{ m/s} \\ \text{Reynold number (N}_{\text{Re}}) &= \frac{\text{ID (m)} \cdot v_{\text{aliran}} \text{ (m/s)} \cdot \rho_{\text{Na}_2\text{CO}_3} \text{ (kg/m}^3)}{\mu_{\text{Na}_2\text{CO}_3} \text{ (kg/m.s)}} \\ &= \frac{0,0409 \cdot 0,78417 \cdot 2.540,0000}{0,0011} \\ &= 77.574,0465 \end{aligned}$$

Karena  $N_{\text{Re}} > 4000$ , maka jenis aliran adalah turbulen.

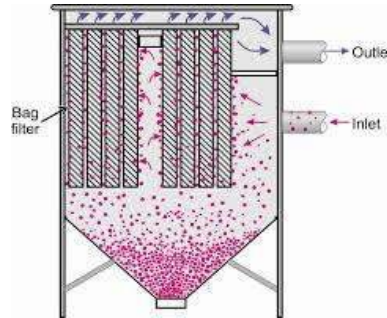
**Tabel C.86** Spesifikasi  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  Storage Tank (F-427)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama Alat	$\text{Na}_2\text{CO}_3$ Storage Tank (F-427)
Fungsi	Sebagai tangki penyimpanan $\text{Na}_2\text{CO}_3$ .
Tipe	Silinder dengan tutup atas conical dan tutup bawah flat.
Bahan Konstruksi	SA-240 Grade M Type 316.
Kapasitas (ton)	29
Volume ( $\text{ft}^3$ )	506
Diameter Dalam (in)	90
Diameter Nozzel Aliran <30 C> (in)	1,5
Tinggi Silinder (ft)	8
Tinggi Tutup Atas (ft)	0,72
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02
Tebal Silinder (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Sudut Conical ( $^\circ$ )	11
Jumlah (unit)	1



### 36. Baghouse Filter (H-334)

- Fungsi : Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara gabungan dari *Cyclone I & II*.
- Tipe hood : *Plain multiple slot opening 2 or more slots.*
- Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316.*
- Jumlah : 1 unit



Gambar C.47 Skema Baghouse Filter (Haul, 2012)

Tabel C.87 Spesifikasi Udara Buangan Aliran <42>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	0,0002	0,0785	2.170	0,0000
CaSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
CaCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
MgCl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0296	2.156,4020	995,68	2,1658
Udara	0,9702	71.088,4422	1,0755	66.100,4720
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>73.244,9228</b>		<b>66.102,6378</b>

P operasi	=	1	atm
	=	14,6959	lb/in <sup>2</sup>
	=	1,01325	bar
Basis waktu	=	1	jam
T feed	=	329,15	K
	=	56	°C
Massa feed	=	73.244,9228	kg/jam
	=	73,2449	ton/jam
Massa solid	=	0,0785	kg/jam
Volume solid	=	0,0000	m <sup>3</sup>
Densitas solid (ρ <sub>s</sub> )	=	$\frac{\text{Massa solid}}{\text{Volume solid}}$	

$$\begin{aligned}
&= \frac{0,0785 \text{ kg}}{0,0000 \text{ m}^3} \\
&= 2.166,9541 \text{ kg/m}^3 \\
\text{Massa gas} &= 73.244,9228 \text{ kg/jam} \\
&= 161.477,2217 \text{ lb/jam} \\
\text{Volume gas} &= 66.102,6378 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 18,3618 \text{ m}^3/\text{s} \\
\text{Densitas gas } (\rho_g) &= \frac{\text{Massa gas}}{\text{Volume gas}} \\
&= \frac{73.244,9228 \text{ kg}}{66.102,6378 \text{ m}^3} \\
&= 1,1080 \text{ kg/m}^3 \\
\text{S/G solid dalam gas} &= \frac{\text{Massa solid}}{\text{Volume gas}} \\
&= \frac{0,0785 \text{ kg}}{66.102,6378 \text{ m}^3} \\
&= 0,0000011872 \text{ kg/m}^3 \\
&= 1,1872 \text{ mg/m}^3
\end{aligned}$$

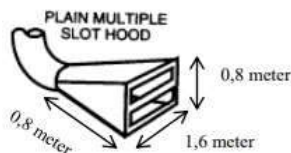
Apabila dalam basis waktu 8 jam, maka :

$$\text{S/G solid dalam gas} = 9,4977 \text{ mg/m}^3$$

NaCl merupakan salah satu zat kimia yang menjadi kandungan utama  $PM_{10}$ . Oleh karena itu, dapat dikatakan bahwa berdasarkan perhitungan diatas terdapat konsentrasi partikulat matter ukuran 10 mikron ( $PM_{10}$ ) untuk 8 jam adalah sebesar  $9,4977 \text{ mg/m}^3$ . Nilai ini kurang dari nilai ambang batas faktor kimia di udara, yang mana berdasarkan SK Mennaker No. SE.01/MEN/1997 (NAB =  $10 \text{ mg/m}^3$  untuk 8 jam)

#### Penentuan Hood :

Hood yang digunakan adalah hood tipe *Plain Multiple Slot Opening 2 or More Slots* agar menghasilkan kecepatan hisap yang tinggi dan memiliki titik jangkauan yang lebih lebar. Berdasarkan (Hardiansyah, 2007), dimensi hood diasumsikan sebagai berikut.



$$\begin{aligned}
\text{Jumlah hood} &= 3 \\
\text{Panjang (L)} &= 1,6 \text{ m} = 5,2 \text{ ft} \\
\text{Lebar (W)} &= 0,8 \text{ m} = 31,5 \text{ in} \\
\text{Tinggi (H)} &= 0,8 \text{ m} = 2,6 \text{ ft} \\
\text{Luas (A)} &= \text{Panjang} \times \text{Lebar}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,6 \quad \text{m} \quad \times \quad 0,8 \quad \text{m} \\
 &= 1,28 \quad \text{m}^2 \\
 v \text{ hisapan (v)} &= 350 \quad \text{fpm} \quad (\text{Hardiansyah, 2007}) \\
 &= 1,7780 \quad \text{m/s}
 \end{aligned}$$

Laju aliran hisapan *hood* untuk *plain multiple slot hood* :

$$\begin{aligned}
 X &= \text{Radius / Jarak terhadap kontaminan ( } X < 1,5 \text{ d )} \\
 X &= 1,1176 \quad \text{m} \\
 Q &= 0,75 \cdot v \cdot ( 10 \cdot X^2 + A ) \\
 &= 18,3618 \quad \text{m}^3/\text{s} \\
 &= 0,5199 \quad \text{ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

### Penentuan *duct* :

Kecepatan dalam *duct* :

*Range of Minimum Duct Design Velocities*, dapat diketahui bahwa kecepatan yang akan melewati *duct* sebesar 3500 fpm. Sehingga untuk perhitungan *Duct Design Velocities* menggunakan kecepatan minimal sebesar 3500 fpm = 17,78 m/s (Hardiansyah, 2007).

Diameter dalam (d) *duct* :

$$\begin{aligned}
 d &= \left( \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v \text{ dalam duct}} \right)^{1/2} \quad (\text{Hardiansyah, 2007}) \\
 &= 1,1467 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Apabila diameter dalam *duct* disesuaikan berdasarkan yang ada dipasaran (alibaba.com) yakni menjadi :

$$\begin{aligned}
 d &= 1,1670 \quad \text{m} \\
 &= 45,9449 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

maka, kecepatan pipa :

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{0,25 \cdot \pi \cdot d^2} \\
 &= 17,1666 \quad \text{m/s}
 \end{aligned}$$

Diameter cabang *duct* :

$$\begin{aligned}
 v \text{ capture velocities} &= 1,7780 \quad \text{m/s} \\
 A &= 1,28 \quad \text{m}^2 \\
 Q \text{ desain} &= v \text{ capture velocities} \cdot A \\
 &= 2,2758 \quad \text{m}^3/\text{s} \\
 v \text{ transport velocity} &= 17,78 \quad \text{m/s} \\
 A_{duct} &= \frac{Q \text{ desain}}{v \text{ transport velocity}} \\
 &= 0,1280 \quad \text{m}^2 \\
 A_{ducting} \text{ cabang} &= \pi \cdot r^2 \\
 0,1280 \quad \text{m}^2 &= \pi \cdot r^2 \\
 r^2 &= 0,0407 \quad \text{m}^2
 \end{aligned}$$

$$r = 0,2019 \text{ m}$$

$$d = 0,4037 \text{ m}$$

Apabila diameter dalam *duct* disesuaikan berdasarkan yang ada dipasaran (alibaba.com) yakni menjadi :

$$d = 0,5 \text{ m}$$

$$= 19,7 \text{ in}$$

maka, kecepatan pipa :

$$v = \frac{Q \text{ desain}}{0,25 \times \pi \times d^2}$$

$$= 11,5908 \text{ m/s}$$

**Penentuan *effective filtration velocity* (Herdiansyah, 2007) :**

$$v_{fn} = 3 \text{ fpm (berdasarkan filter velocity untuk klasifikasi debu).}$$

$$A = 0,9 \text{ (karena debu dianggap mengganggu dalam lingkungan kerja).}$$

$$T = 1$$

$$P = 1,1$$

$$D = 1,2$$

$$v_{ef} = v_{fn} \times A \times T \times P \times D$$

$$= 3,56 \text{ fpm}$$

**Penentuan *filter length* (Herdiansyah, 2007) :**

$$v_{ef} = 3,56 \text{ fpm}$$

*can velocity* :

$$v_{cn} = 200 \text{ fpm (filter sizing factor for primary filter collector).}$$

Berdasarkan grafik *optimizing can velocity vs filter bag length* didapatkan :

$$\text{Filter length (x)} = 9 \text{ ft}$$

$$= 2,7432 \text{ m}$$

Asumsi dimensi *bag filter* :

$$\text{Panjang bag} = 5 \text{ m} = 16,4 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar bag} = 4 \text{ m} = 157,5 \text{ in}$$

$$\text{Luas bag} = 20 \text{ m}^2 = 215,3 \text{ ft}^2$$

**Penentuan jumlah *bag filter* (Herdiansyah, 2007) :**

$$x = 9 \text{ ft}$$

Berdasarkan grafik *optimizing number of filter bag vs filter bag length* didapatkan :

$$\text{Jumlah bag filter} = 110$$

**Tabel C.88** Spesifikasi *Baghouse Filter* (H-334)

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

**LAMPIRAN C**  
**PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI**

Kapasitas Produksi	=	50.000	ton/tahun
	=	156.250	kg/hari
	=	6.510,4167	kg/jam
Lama Operasi	=	320	hari
Basis	=	1	tahun
Nilai Tukar Rupiah (1 US\$)	=	Rp14.156	(26 Januari 2021) (www.bi.go.id)
Pengadaan Alat, tahun	=	2022	
Mulai Konstruksi, tahun	=	2023	
Lama Konstruksi	=	4	tahun
Mulai Beroperasi, tahun	=	2027	

**D.1. Harga Tanah**

Pabrik akan didirikan di Cirebon, Jawa Barat. Diperkirakan luas tanah & bangunan yang diperlukan untuk pembangunan pabrik, serta biaya pembelian tanah yang dikeluarkan adalah sebagai berikut.

$$\text{Luas tanah \& bangunan} = 4.000 \text{ m}^2$$

$$\text{Harga tanah} = \text{Rp}800.000 / \text{m}^2$$

\*Harga tanah didapatkan dari akses web pada tanggal 26 Januari 2021.

$$\text{Harga tanah total} = \text{Luas tanah dan bangunan} \times \text{Harga tanah}$$

$$= 4.000 \times \text{Rp}800.000$$

$$= \text{Rp}3.200.000.000$$

**D.2 Harga Peralatan**

Harga peralatan pada perhitungan analisis ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari website [www.matche.com](http://www.matche.com) yang memberikan harga peralatan berdasarkan FOB (Free On Board) dari Gulf Coast USA.

Dengan asumsi telah dilakukan perjanjian dengan vendor dan kontraktor bahwa peralatan dibeli pada bulan Januari 2022 dengan menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatangani. Instalasi peralatan pada pertengahan tahun 2022 dan pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2025.

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.  
 Harga alat kapasitas B = (Kapasitas alat B)<sup>0.60</sup> x  $\frac{\text{Harga alat kapasitas A}}{\text{Kapasitas alat A}}$

Tabel D.1 Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)

Tahun	Annual Index
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,40
2009	521,90
2010	550,80
2011	585,70
2012	584,60
2013	567,30
2014	576,10
2015	556,80
2016	541,70
2017	567,50
2018	603,10
2019	569,00
2020	549,10

Dengan metode Least Square (Petters & Timmerhaus page 760) , dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata pada akhir tahun 2021. Penyelesaian dengan LeastSquare menghasilkan suatu persamaan berikut

$$y = a + b (x - \bar{x})$$

Keterangan :

$$a = \bar{y} \text{ , nilai rata-rata } y$$

$$b = \frac{\sum (\bar{x} - x) (\bar{y} - y)}{\sum (\bar{x} - x)^2}$$

Tabel D.2 Penaksiran Cost Index dengan Metode Least Square

Data	x	y	X <sup>2</sup>	Y <sup>2</sup>	x.y
------	---	---	----------------	----------------	-----

	Tahun	Annual Index			
1	1999	390.60	3,996,001	152,568.36	780,809.40
2	2000	394.10	4,000,000.00	155,314.81	788,200.00
3	2001	394.30	4,004,001.00	155,472.49	788,994.30
4	2002	395.60	4,008,004.00	156,499.36	791,991.20
5	2003	402.00	4,012,009.00	161,604.00	805,206.00
6	2004	444.20	4,016,016.00	197,313.64	890,176.80
7	2005	468.20	4,020,025.00	219,211.24	938,741.00
8	2006	499.60	4,024,036.00	249,600.16	1,002,197.60
9	2007	525.40	4,028,049.00	276,045.16	1,054,477.80
10	2008	575.40	4,032,064.00	331,085.16	1,155,403.20
11	2009	521.90	4,036,081.00	272,379.61	1,048,497.10
12	2010	550.80	4,040,100.00	303,380.64	1,107,108.00
13	2011	585.70	4,044,121.00	343,044.49	1,177,842.70
14	2012	584.60	4,048,144.00	341,757.16	1,176,215.20
15	2013	567.30	4,052,169.00	321,829.29	1,141,974.90
16	2014	576.10	4,056,196.00	331,891.21	1,160,265.40
17	2015	556.80	4,060,225.00	310,026.24	1,121,952.00
18	2016	541.70	4,064,256.00	293,438.89	1,092,067.20
19	2017	567.50	4,068,289.00	322,056.25	1,144,647.50
20	2018	603.10	4,072,324.00	363,729.61	1,217,055.80
21	2019	569.00	4,076,361.00	323,761.00	1,148,811.00
22	2020	549.10	4,080,400.00	301,510.81	1,109,182.00
$\Sigma$	44,209	11,263.00	88,838,871.00	5,883,519.58	22,641,816.10

Berdasarkan data diatas, diperoleh nilai :

$$n = 22$$

$$\bar{x} = 2009,50$$

$$a = \bar{y}$$

$$= \frac{\Sigma y}{n}$$

$$= \frac{11263,00}{22}$$

$$= 511,95$$

$$\Sigma (\bar{x} - x) (\bar{y} - y) = \frac{\Sigma xy - \Sigma x \cdot \Sigma y}{n}$$

$$= \frac{22.641.816,1 - 44.209 \cdot 11.263}{22}$$

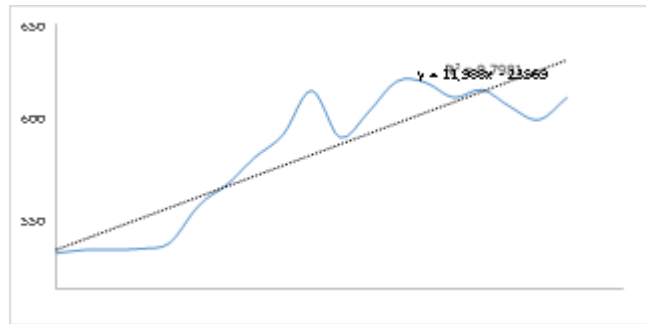
$$= 8.817,6$$

$$b = \frac{(\Sigma x)^2 - (\Sigma x)^2}{n}$$



$$\begin{aligned}
&= \frac{88.838.871 - \frac{1.954.435.681}{22}}{885,5} \\
y &= a + b (x - \bar{x}) \\
y &= 511,95 + 9,96 (x - 2.009,5) \\
&= 511,95 + 9,96 x - 20.010,13 \\
&= 9,96 x + -19.498,17 \\
y &= 9,96 x - 19.498,17
\end{aligned}$$

Jika  $x = 2022$ , maka  $y=636,43$



Gambar D.1 Grafik Hubungan Antara Cost Index dan Tahun

#### D 2.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan pada perhitungan analisis ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari website [www.matche.com](http://www.matche.com) yang memberikan harga peralatan berdasarkan FOB (Free On Board) dari Gulf Coast USA. Data ini merupakan data pada tahun 2014.

Contoh perhitungan harga peralatan :

##### 1. Screener I (H-113)

Jumlah	:	1	unit	
Harga alat tahun 2014	=	US \$22.000		( <a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a> )
Cost Index tahun 2014	=	576,10		
Cost Index tahun 2022	=	636,43		
Harga alat tahun 2022	=	Cost index 2022	x	$\frac{\text{Harga alat tahun 2014}}{\text{Cost index 2014}}$
	=	636,43	x	$\frac{\text{US } \$22.000}{576,10}$
	=	US \$24.304		
Total harga alat	=	Harga alat tahun 2022	x	Jumlah alat (unit)
	=	US \$24.304	x	1
	=	US \$24.304		

Untuk perhitungan harga peralatan proses lainnya menggunakan cara yang sama seperti contoh di atas. Berikut merupakan hasil perhitungannya.

Tabel D.3 Harga Peralatan Proses Pabrik

Harga Alat (US\$)	
-------------------	--

	Nama Alat	Alat (unit)	Harga Satuan (US\$)		Total Harga (US\$)
			2014	2022	
J-112	<i>Screw Conveyor I</i>	1	4.500	4,971	4,971
C-110	<i>Roll Crusher I</i>	1	59.448	65,673	65,673
H-113	<i>Screener I</i>	1	22.000	24,304	24,304
J-114	<i>Screw Conveyor II</i>	1	3.100	3,425	3,425
J-211	<i>Screw Conveyor III</i>	1	6.200	6,849	6,849
F-212	<i>Silo I</i>	1	31.800	35,130	35,130
M-210	<i>Mixer Tank I</i>	1	101.100	111,687	111,687
J-220	<i>Screw Washer</i>	1	20.500	22,647	22,647
H-230	<i>Centrifuge</i>	1	42.000	46,398	46,398
B-310	<i>Rotary Dryer</i>	1	38.000	41,979	41,979
H-311	<i>Air Filter</i>	1	24.880	27,485	27,485
G-312	<i>Blower I</i>	1	38.500	42,532	42,532
E-313	<i>Heater</i>	1	103.000	113,786	113,786
H-314	<i>Cyclone I</i>	1	29.100	32,147	32,147
G-315	<i>Blower II</i>	1	23.000	25,408	25,408
B-320	<i>Rotary Cooler</i>	1	18.900	20,879	20,879
J-321	<i>Screw Conveyor IV</i>	1	3.600	3,977	3,977
H-322	<i>Cyclone II</i>	1	25.400	28,060	28,060
J-323	<i>Screw Conveyor V</i>	1	4.300	4,750	4,750
C-330	<i>Roll Crusher II</i>	1	102.343	113,060	113,060
H-331	<i>Screener II</i>	1	40.600	44,851	44,851
F-332	<i>Silo II</i>	1	28.100	31,043	31,043
F-334	<i>Baghouse Filter</i>	1	105.100	116,106	116,106
M-410	<i>Brine Mixer Tank I</i>	1	100.500	111,024	111,024

L-411	Pump I	2	18.700	20,658	20,658
J-412	Screw Conveyor VI	1	3.600	3,977	3,977
M-420	Brine Mixer Tank II	1	107.900	119,199	119,199
F-421	Brine Tank I	1	93.200	102,959	102,959
H-422	Clarifier	1	79.400	87,714	87,714
F-423	Brine Tank II	1	93.200	102,959	102,959
L-424	Pump II	2	12.400	13,698	13,698
F-425	NaOH Storage Tank	1	46.300	51,148	51,148
F-426	Ca(OH) <sub>2</sub> Storage Tank	1	30.600	33,804	33,804
F-427	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> Storage Tank	1	30.600	33,804	33,804
C428	Belt Conveyor IV	1	57.400	63.411	63.411
J212	Bucket Elevator II	1	11.200	12.373	12.373
J324	Bucket Elevator III	1	15.500	17.123	17.123
J332	BUCKET ELEVATOR IV	1	19.900	21.984	21.984
J 114	BUCKET ELEVATOR V	1	15.500	17.123	17.123
<b>Total</b>		<b>41</b>			<b>1.997.073</b>

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

$$\begin{aligned} \text{Total harga peralatan proses tahun 2022} &= \text{US\$ } 1.997.073 \\ &= \text{Rp } 28.271.418.896 \end{aligned}$$

#### D.2.2 Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Utilitas yang digunakan pada pabrik ini terdiri dari :

1. Air, yang digunakan sebagai pembuatan brine dan air proses.
2. Listrik, yang digunakan sebagai sumber tenaga pada beberapa peralatan proses, serta sumber energi bagi penerangan pabrik dan kantor.
3. Steam, yang digunakan untuk memanaskan udara yang masuk ke Rotary Dryer .

Berdasarkan Coulson Vol. 6 table 6.1 page 522 , harga peralatan utilitas diperkirakan 45% dari harga peralatan proses, sehingga didapatkan

$$\begin{aligned} \text{Total harga peralatan utilitas} &= 45\% \times \text{Total harga peralatan proses} \\ &= 45\% \times \text{Rp } 28.271.418.896 \\ &= \text{Rp. } 12.722.138.503 \end{aligned}$$

#### D.2.2 Perhitungan Total Harga Peralatan

$$\text{Total harga peralatan} = \text{Harga peralatan proses} + \text{Harga peralatan utilitas}$$

$$= \text{Rp } (23.234.611.770 + 10,717,866,366)$$

$$= \text{Rp } 33.690.187.067$$

### D.3 Gaji Karyawan

Penentuan Jumlah Karyawan Operasional :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= 50.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 156,25 \text{ ton/hari} \end{aligned}$$

Berdasarkan kapasitas produksi di atas, didapatkan data dari Timmerhaus Ed. 4 th fig. 6-8 page 198 adalah sebagai berikut.

$$\text{Jumlah pekerja} = 68 \text{ orang.jam/hari.tahapan proses}$$

Pada pabrik ini terdapat 4 tahapan proses yaitu Pre-Treatment, Washing & Filtration, Drying & Packaging , dan Brine Production. 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, maka :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pekerja operasi/shift} &= 272 \text{ orang.jam/hari} \times \frac{3 \text{ shift}}{24 \text{ jam/hari}} \\ &= 34 \text{ orang} \end{aligned}$$

Jika dalam 1 shift terdapat 4 group , maka :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pekerja operasi/regu} &= 34 \text{ orang} \times \frac{1 \text{ shift}}{4 \text{ group}} \\ &= 9 \text{ orang} \end{aligned}$$

Contoh perhitungan gaji pekerja dewan komisaris per tahun :

Jabatan = Dewan Komisaris

Gaji / bulan = Rp50.000.000

Jumlah pekerja = 3 orang

$$\begin{aligned} \text{Gaji / tahun} &= \text{Gaji /bulan} \times \frac{12 \text{ bulan}}{1 \text{ tahun}} \times 3 \text{ orang} \\ &= \text{Rp}50.000.000 \times \frac{12 \text{ bulan}}{1 \text{ tahun}} \times 3 \text{ orang} \\ &= \text{Rp } 1.800.000.000 \end{aligned}$$

Perhitungan untuk gaji pekerja per tahun lainnya juga dilakukan seperti cara di atas, sehingga didapatkan hasil perhitungan sebagai berikut.

No	Jabatan	Gaji / Bulan	Jumlah Pekerja	Gaji / Tahun
1	Dewan Komisaris	Rp 50.000.000	3	Rp 1.800.000.000
2	Direktur Utama	Rp 120.000.000	1	Rp 1.440.000.000
3	Sekretaris Perusahaan	Rp 17.000.000	1	Rp 204.000.000
4	Direktur Keuangan	Rp 80.000.000	1	Rp 960.000.000
5	Direktur Produksi	Rp 80.000.000	1	Rp 960.000.000
6	Direktur Pemasaran	Rp 80.000.000	1	Rp 960.000.000
7	Direktur SDM	Rp 80.000.000	1	Rp 960.000.000
8	Kepala Bagian :			
	a. Pembukuan	Rp 20.000.000	1	Rp 240.000.000
	b. Pengolahan Dana	Rp 20.000.000	1	Rp 240.000.000
	c. Proses	Rp 20.500.000	1	Rp 246.000.000
	d. <i>Quality Control</i>	Rp 20.500.000	1	Rp 246.000.000
	e. Utilitas	Rp 20.500.000	1	Rp 246.000.000
	g. Promosi	Rp 20.000.000	1	Rp 240.000.000
	f. <i>Maintenance</i>	Rp 20.500.000	1	Rp 246.000.000

	g. Penjualan	Rp 20.000.000	1	Rp 240.000.000
	h. Kepegawaian	Rp 20.000.000	1	Rp 240.000.000
	i. Pendidikan dan Pelatihan	Rp 20.000.000	1	Rp 240.000.000
	j. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	Rp 20.500.000	1	Rp 246.000.000
9	Karyawan :			
	a. Pembukuan	Rp 8.000.000	15	Rp 1.440.000.000
	b. Pengolahan Dana	Rp 8.000.000	20	Rp 1.920.000.000
	c. Proses	Rp 8.500.000	35	Rp 3.570.000.000
	d. <i>Quality Control</i>	Rp 8.500.000	35	Rp 3.570.000.000
	e. Utilitas	Rp 8.500.000	20	Rp 2.040.000.000
	g. Promosi	Rp 8.000.000	17	Rp 1.632.000.000
	f. <i>Maintenance</i>	Rp 8.500.000	35	Rp 3.570.000.000
	g. Penjualan	Rp 8.000.000	15	Rp 1.440.000.000
	h. Kepegawaian	Rp 8.000.000	10	Rp 960.000.000
	i. Pendidikan dan Pelatihan	Rp 8.000.000	10	Rp 960.000.000
	j. Kesehatan & Keselamatan Kerja	Rp 8.500.000	20	Rp 2.040.000.000
10	Satpam	Rp 4.500.000	10	Rp 540.000.000
11	<i>Office Boy</i>	Rp 4.500.000	5	Rp 270.000.000
12	Supir	Rp 5.500.000	5	Rp 330.000.000
	<b>Total</b>	<b>Rp 834.500.000</b>	<b>272</b>	<b>Rp 34.236.000.000</b>

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya gaji pekerja per tahun} &= \text{Rp } 34.236.000.000 \\
 \text{Biaya gaji pekerja per bulan} &= \frac{\text{Biaya gaji pekerja per tahun}}{12} \\
 &= \frac{\text{Rp}34.236.000.000,00}{12} \\
 &= \text{Rp } 2.853.000.000
 \end{aligned}$$

#### Jadwal Jam Kerja

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

##### a. Karyawan Day Shift

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

Senin – Jumat : 07.00 – 16.00

dengan jam istirahat sebagai berikut.

Senin – Kamis : 12.00 – 13.00

Jumat : 11.30 – 13.00

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

##### b. Karyawan Shift

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

• Untuk pekerja operasi :

Shift pagi : 08.00 - 16.00

Shift sore : 16.00 - 24.00

Shift malam : 00.00 - 08.00

• Untuk pekerja security :

Shift pagi : 06.00 – 14.00

Shift sore : 14.00 – 22.00

Shift malam : 22.00 – 06.00

#### D.4 Harga Bahan Baku dan Penjualan Produk

##### D.4.1 Perhitungan Harga Bahan Baku

Harga bahan baku pada perhitungan analisis ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari website [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com) yang merupakan data pada tahun 2020.

Contoh perhitungan bahan baku garam rakyat per tahun :

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan} &= 59.489 \text{ ton/tahun} && \text{(Neraca massa appendiks A)} \\
\text{Harga} &= \text{Rp}425.000 / \text{ton} && \text{(KKP, 2019)} \\
\text{Total harga} &= \text{Kebutuhan} \quad \times \quad \text{Harga} \\
&= 59.489 \text{ ton/tahun} \quad \times \quad \text{Rp}425.000 / \text{ton} \\
&= \text{Rp } 25.282.825.000 / \text{tahun}
\end{aligned}$$

Perhitungan untuk harga bahan baku per tahun lainnya juga dilakukan seperti cara di atas, sehingga didapatkan hasil perhitungan sebagai berikut.

Tabel D.5 Perhitungan Harga Bahan Baku

No	Bahan Baku	Kebutuhan (Ton/Tahun)	Harga (Rp/Ton)	Total Harga (Rp/Tahun)
1	Garam Rakyat	59.489	425.000	25.282.825.000
2	NaOH	985	4.246.929	4.183.225.065
3	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	813	2.831.286	2.301.835.518
4	Ca(OH) <sub>2</sub>	201	1.415.643	284.544.243

<b>Total</b>	61.488	8.918.858	32.052.429.826
--------------	--------	-----------	----------------

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :  
 Harga bahan baku per tahun : 32.052.429.826

#### D.4.2 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Tabel D.6 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

No	Bahan Baku	Produksi (Ton/Tahun)	Harga (Rp/Ton)	Total Harga (Rp/Tahun)
1	Garam Industri	53.261	4.250.000	226.359.250.000
<b>Total</b>		<b>53.261</b>	<b>4.250.000</b>	<b>226.359.250.000</b>

\*Harga penjualan garam industri diasumsikan berdasarkan data penjualan garam industri PT. Garam yang didapatkan dari KKP, 2019.

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :  
 Hasil penjualan produk per tahun = Rp 226.359.250.000

#### D.5 Analisa Ekonomi

Analisis ekonomi dilakukan untuk mengetahui apakah Pra Desain Pabrik yang telah direncanakan ini layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal sebagai berikut :

1. Laju pengembalian modal (Internal Rate of Return, IRR).
2. Waktu pengembalian modal minimum (Minimum Pay Out Period, MPP).
3. Titik impas (Break Even Point , BEP).

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

1. Penaksiran Modal (Total Capital Investment ), yang meliputi :
  - a. FCI (Fixed Capital Investment ), Modal Tetap.
  - b. WCI (Working Capital Investment ), Modal Kerja.
2. Penentuan Biaya Produksi (Total Production Cost ), yang meliputi :
  - a. Manufacturing Cost, Biaya Pembuatan.
  - b. General Expenses , Biaya Pengeluaran Umum.
  - c. Plant Overhead Cost , Biaya Plant Overhead .
3. Biaya Total

Dalam analisis ekonomi ini, Biaya Total perlu ditinjau untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP). Oleh karena itu, perlu dilakukan penaksiran terhadap beberapa hal berikut :

- a. FC (Fixed Cost ), Biaya Tetap.
- b. SVC (Semi Variabel Cost ), Biaya Semi Variabel.
- c. VC (Variable Cost ), Biaya Variabel.

##### D.5.1 Penaksiran TCI (Total Capital Investment)

- A. Perhitungan FCI (Fixed Capital Investment)
  - A.1 Direct Cost (DC), Biaya Langsung

Tabel D.7 Perhitungan Biaya Langsung (DC)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
1	Harga Peralatan	E	Rp40.993.557.399
2	Instalasi Peralatan	39% E	Rp15.987.487.386
3	Instrumentasi dan Kontrol	13% E	Rp5.329.162.462
4	Perpipaan (terpasang)	31% E	Rp12.708.002.794
5	Listrik (terpasang)	10% E	Rp4.099.355.740
6	Bangunan dan Perlengkapan	29% E	Rp11.888.131.646
7	<i>Facilities Service &amp; Yard Improvement</i>	55% E	Rp22.546.456.570
8	Tanah	6% E	Rp2.459.613.444
<b>Total Biaya Langsung (DC)</b>			<b>Rp116.011.767.440</b>

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

$$DC = \text{Rp}116.011.767.440$$

A.2 Indirect Cost (IC), Biaya Tidak Langsung

Tabel D. 8 Perhitungan Biaya Tidak Langsung (IC)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
1	<i>Engineering &amp; Supervision</i>	32% E	Rp13.117.938.368
2	Biaya Konstruksi	34% E	Rp13.937.809.516
3	Biaya Kontraktor	5% FCI	5% x FCI
4	Biaya Tak Terduga	10% FCI	10% x FCI
<b>Total Biaya Tidak Langsung (IC)</b>			<b>15% FCI+ Rp27.055.747.884</b>

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

$$\begin{aligned} \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\ &= \text{Rp}116.011.767.440 + (\text{Rp}27.055.747.884 + 15\% \times \text{FCI}) \\ &= \text{Rp}143.067.515.324 + (15\% \times \text{FCI}) \quad \text{Sehingga,} \end{aligned}$$

$$\text{FCI} - (15\% \times \text{FCI}) = \text{Rp}143.067.515.324$$

$$85\% \times \text{FCI} = \text{Rp}143.067.515.324$$

$$\text{FCI} = \frac{\text{Rp}143.067.515.324}{85\%}$$

$$= \text{Rp}168.314.723.910$$

Maka, didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Biaya kontraktor} &= 5\% \times \text{FCI} \\ &= 5\% \times \text{Rp}168.314.723.910 \\ &= \text{Rp}8.415.736.196 \\ \text{Biaya tak terduga} &= 10\% \times \text{FCI} \\ &= 10\% \times \text{Rp}168.314.723.910 \\ &= \text{Rp}16.831.472.391 \\ \text{IC} &= \text{Rp}52.302.956.470 \end{aligned}$$



B. Perhitungan WCI (Working Capital Investment)

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

Dimana,

$$\text{WCI} = 15\% \times \text{TCI}$$

Sehingga,

$$\text{TCI} = \text{Rp}168.314.723.910 + (15\% \times \text{TCI})$$

$$\text{TCI} - (15\% \times \text{TCI}) = \text{Rp}168.314.723.910$$

$$85\% \times \text{TCI} = \text{Rp}168.314.723.910$$

$$\text{TCI} = \frac{\text{Rp}168.314.723.910}{85\%}$$

$$= \text{Rp}198.017.322.247$$

C. Perhitungan TCI (Total Capital Investment)

Maka, didapatkan :

$$\text{WCI} = 15\% \times \text{Rp}198.017.322.247$$

$$= \text{Rp}29.702.598.337$$

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$= \text{Rp}168.314.723.910 + \text{Rp}29.702.598.337$$

$$= \text{Rp}198.017.322.247$$

Modal Investasi Terbagi Atas :

1. Modal Sendiri (Equity)

$$\text{Equity} = 60\% \times \text{TCI}$$

$$= 60\% \times \text{Rp}198.017.322.247$$

$$= \text{Rp}118.810.393.348$$

2. Modal Pinjaman Bank (Loan)

$$\text{Loan} = 40\% \times \text{TCI}$$

$$= 40\% \times \text{Rp}198.017.322.247$$

$$= \text{Rp}79.206.928.899$$

D.5.2 Penentuan TPC (Total Production Cost )

A. Perhitungan Manufacturing Cost (MC), Biaya Pembuatan

A.1 Perhitungan Direct Production Cost (DPC), Biaya Produksi Langsung Tabel D.9 Perhitungan Biaya Produksi Langsung (DPC)

Tabel D.9 Perhitungan Biaya Produksi Langsung (DPC)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
1	Bahan Baku		Rp32,052,429,826
2	Tenaga Kerja	OL	Rp34,236,000,000
3	Biaya Supervisi	10% OL	Rp3,423,600,000
4	Utilitas	10% TPC	10% x TPC
5	Maintenance dan Perbaikan	2% FCI	Rp3,366,294,478
6	Operating Supplies	1% FCI	Rp841,573,620

7	Laboratorium	10%	OL	Rp3,423,600,000
8	Produk dan <i>Royalty</i>	1%	TPC	1% x TPC
<b>Total Biaya Produksi Langsung (DPC)</b>				<b>11% TPC + Rp77,343,497,924</b>

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

$$\begin{aligned}
 \text{DPC} &= (11\% \times \text{TPC}) + \text{Rp77,343,497,924} \\
 &= (11\% \times \text{Rp145,690,814,612}) + \text{Rp77,343,497,924} \\
 &= \text{Rp93,369,487,531}
 \end{aligned}$$

Maka, didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya utilitas} &= 10\% \times \text{TPC} \\
 &= 10\% \times \text{Rp145,690,814,612} \\
 &= \text{Rp14,690,814,612} \\
 \text{Biaya Produk dan Royalty} &= 1\% \times \text{TPC} \\
 &= 1\% \times \text{Rp139,318,198,318} \\
 &= \text{Rp1,456,908,146}
 \end{aligned}$$

#### A.2 Perhitungan Fixed Charge (FC), Biaya Tetap

Tabel D.10 Perhitungan Biaya Tetap (FC)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
1	Depresiasi (Peralatan & Bangunan)	10% FCI	Rp16.831.472.391
2	Pajak	1% FCI	Rp1.683.147.239
3	Asuransi	1% FCI	Rp1.683.147.239
4	Bunga	8% <i>Loan</i>	Rp6.336.554.312
<b>Total Biaya Tetap (FC)</b>			<b>Rp26.534.321.181</b>

(Sumber : Timmerhaus 4 th Ed. table 17 page 205 )

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

$$\text{FC} = \text{Rp26.534.321.181}$$

#### B. Perhitungan General Expenses (GE)

Tabel D.11 Perhitungan Biaya Pengeluaran Umum (GE)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
1	Biaya Administrasi	20% OL	Rp 6.847.200.000
2	Biaya Penjualan & Distribusi	5% TPC	5% x TPC
3	Biaya <i>Research &amp; Development</i>	3% TPC	3% x TPC
<b>Total Biaya Pengeluaran Umum (GE)</b>		<b>8% TPC +</b>	<b>Rp 6.847.200.000</b>

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

$$\begin{aligned}
 \text{GE} &= (8\% \times \text{TPC}) + \text{Rp6,847,200,000} \\
 &= (8\% \times \text{Rp145,690,814,612}) + \text{Rp6,847,200,000} \\
 &= \text{Rp18.502.465.169}
 \end{aligned}$$

Maka, didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya penjualan \& distribusi} &= 5\% \times \text{TPC} \\
 &= 5\% \times \text{Rp145.690.814.612} \\
 &= \text{Rp7.284.540.731}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya research \& development} &= 3\% \times \text{TPC} \\
 &= 3\% \times \text{Rp145.690.814.612} \\
 &= \text{Rp4.370.724.438}
 \end{aligned}$$

C. Perhitungan Plant Overhead Cost (POC)

$$\begin{aligned}
 \text{POC} &= 5\% \times \text{TPC} \\
 &= 5\% \times \text{Rp145.690.814.612} \\
 &= \text{Rp7.284.540.731}
 \end{aligned}$$

D. Perhitungan TPC (Total Production Cost )

$$\begin{aligned}
 \text{TPC} &= \text{MC} + \text{GE} \\
 \text{Dimana,} \\
 \text{MC} &= \text{DPC} + \text{FC} + \text{POC} \\
 \text{Sehingga,} \\
 \text{TPC} &= (\text{DPC} + \text{FC} + \text{POC}) + \text{GE}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan sebelumnya, didapatkan bahwa :

$$\begin{aligned}
 \text{DPC} &= (11\% \times \text{TPC}) + \text{Rp77.343.497.924} \\
 \text{FC} &= \text{Rp26.534.321.181} \\
 \text{POC} &= 5\% \times \text{TPC} \\
 \text{GE} &= (8\% \times \text{TPC}) + \text{Rp6.847.200.000} \\
 \text{TPC} &= (24\% \times \text{TPC}) + \text{Rp105.881.830.722}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 \text{TPC} - (24\% \times \text{TPC}) &= \text{Rp110.725.019.105} \\
 76\% \times \text{TPC} &= \text{Rp110.725.019.105} \\
 \text{TPC} &= \underline{\underline{\text{Rp110.725.019.105}}} \\
 & \qquad \qquad \qquad 76\% \\
 &= \text{Rp145.690.814.612} \\
 \text{DPC} &= (11\% \times \text{TPC}) + \text{Rp77.343.497.924} \\
 &= \text{Rp93.369.487.531} \\
 \text{POC} &= 5\% \times \text{TPC} \\
 &= \text{Rp7.284.540.731} \\
 \text{GE} &= (8\% \times \text{TPC}) + \text{Rp6.847.200.000} \\
 &= \text{Rp18.502.465.169} \\
 \text{MC} &= \text{DPC} + \text{FC} + \text{POC} \\
 &= \text{Rp127.188.349.443}
 \end{aligned}$$

### D.5.3 Perhitungan Analisa Ekonomi

Analisis ekonomi ini dilakukan dengan menggunakan metode discounted cash flow yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi-asumsi yang digunakan adalah sebagai berikut.

1. Modal investasi :

- a. Modal sendiri (equity ) = 60%
- b. Modal pinjaman bank (loan ) = 40%

2. Bunga bank = 9,85% per tahun(Mandiri) ([www.ojk.go.id](http://www.ojk.go.id))  
\*Data bunga bank didapatkan dari akses web pada tanggal 26 Januari 2020.
3. Laju inflasi= 1,68% per tahun ([www.bi.go.id](http://www.bi.go.id))  
\*Data laju inflasi didapatkan dari akses web pada tanggal 06 Juni 2020.
4. Masa konstruksi 5 tahun :
  - a. Tahun pertama dan kedua menggunakan 50% modal sendiri (equity ) dan 30% modal pinjaman bank (loan).
  - b. Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri (equity ) dan sisa modal pinjaman bank (loan).
5. Pembayaran kepada kontraktor dengan modal pinjaman dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut.
  - a. Pada masa awal konstruksi (tahun pertama (-5) dan kedua(-4) dilakukan pembayaran sebesar 20% dan 25% dari modal pinjaman bank (loan ) untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
  - b. Pada akhir tahun keempat konstruksi (tahun ketiga (-2) dan keempat(-1) dilakukan pembayaran sebesar 20% dan 25% dari modal pinjaman bank (loan ) dan pada tahun kelima (0) dibayarkan sisa modal pinjaman bank (loan).
6. Pengembalian modal pinjaman bank (loan ) dalam waktu 10 tahun = 12% per tahun.
7. Umur pabrik diperkirakan 10 tahun dengan depresiasi 10% per tahun.
8. Kapasitas produksi :
  - a. Tahun I = 60%
  - b. Tahun II = 70%
  - c. Tahun III = 80%
  - d. Tahun IV = 90%
  - e. Tahun V = 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](http://www.bi.go.id))

\*Data pajak pendapatan didapatkan dari akses web pada tanggal 06 Juni 2020.

A. Perhitungan Biaya Total Produksi

$$\begin{aligned} \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{Depresiasi} \\ &= \text{Rp}145.690.814.612 - \text{Rp}16.831.472.391 \\ &= \text{Rp}128.859.342.221 \end{aligned}$$

Berdasarkan data diatas, didapatkan biaya operasi untuk kapasitas produksi tahun I adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned} \text{Biaya operasi tahun I} &= \text{Kapasitas produksi tahun I} \times \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} \\ &= 60\% \times \text{Rp}128.859.342.221 \\ &= \text{Rp}77.315.605.332 \end{aligned}$$

Biaya operasi untuk kapasitas produksi tahun II dan III juga dihitung menggunakan cara tersebut, sehingga didapatkan hasil sebagai berikut.

Tabel D.12 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 60%, 70%, 80%, 90% dan 100%

Tahun	Kapasitas Produksi	Biaya Operasi
I	60%	Rp 77.315.605.332

II	70%	Rp	90,201,539,554
III	80%	Rp	103.087.473.777
IV	90%	Rp.	115.973.407.998.62
V	100%	Rp	128.859.342.221

B. Perhitungan Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak terpengaruh inflasi dan bunga bank, sehingga modal sendiri pada akhir masa konstruksi adalah tetap.

Perhitungan total modal pinjaman bank (loan ) pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut.

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman Bank (Loan )		
		Pengeluaran	Bunga = 9,85%	Jumlah
-4	20%	Rp15.841.385.780	Rp-	Rp 15.841.385.780
-3	25%	Rp19.801.732.225	Rp1.560.376.499	Rp 21.362.108.724
-2	25%	Rp19.801.732.225	Rp3.664.544.209	Rp 23.466.276.433
-1	30%	Rp23.762.078.670	Rp4.415.595.938	Rp 28.177.674.608
0	0%		Rp5.086.929.178	Rp 5.086.929.178
<b>Modal Pinjaman Bank (Loan ) Pada Akhir Masa Konstruksi</b>				<b>Rp 93.934.374.722</b>

**Tabel D.14** Modal Sendiri (Equity ) Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri (Equity )		
		Pengeluaran (Rp)	Inflasi = 1,68% (Rp)	Jumlah (Rp)
-4	25%	29.702.598.337	-	29.702.598.337
-3	25%	29.702.598.337	499.003.652	30.201.601.989
-2	25%	29.702.598.337	1.006.390.565	30.708.988.903
-1	25%	29.702.598.337	1.023.297.927	30.725.896.264
0	0%	-	2.012.781.131	29.702.598.337
<b>Modal Sendiri (Equity ) Pada Akhir Masa Konstruksi</b>				<b>Rp90,613,189,229</b>

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

$$\begin{aligned} \text{Total investasi} &= \text{Loan pada akhir masa konstruksi} + \text{Equity pada akhir pada akhir masa konstruksi} \\ &= \text{Rp}93.934.374.722 + \text{Rp}90.613.189.229 \\ &= \text{Rp}184.547.563.951 \end{aligned}$$

Berdasarkan cash flow, apabila kapasitas produksi 100% maka didapatkan harga penjualan sebagai berikut.

$$\text{Harga penjualan produk garam industri} = \text{Rp}226.359.250.000$$

#### D.5.4 Perhitungan IRR (Internal Rate of Return )

Internal rate of return berdasarkan discounted cash flow adalah tingkat bunga tertentu, dimana seluruh penerimaan akan dapat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan trial "i (tingkat bunga)" hingga memenuhi persamaan berikut ini.

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{Total modal akhir masa konstruksi}$$

Dimana :

n = Tahun

CF = Cash flow pada tahun ke-n

Contoh perhitungan present value pada tahun ke-1 :

Tahun ke- (n) = 1

Actual cash flow (FV) = Rp39,822,867,378

Trial IRR (i) = 29,95%

$$\begin{aligned} \text{Discounted factor} &= \frac{1}{(1 + i)^n} \\ &= \frac{1}{(1 + 26\%)^1} \\ &= 0,7995 \end{aligned}$$

(Pujawan, 2013)

$$\begin{aligned} \text{Present Value (PV)} &= \text{Actual cash flow (FV)} \times \text{Discounted factor} \\ &= \text{Rp}39.822.867.378 \times 0.7955 \\ &= \text{Rp}31.678.985.641 \end{aligned}$$

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.

Tahun Ke - n	Actual Cash Flow	Trial IRR (i) = 29,95%	Present Value
		Discounted Factor	
1	Rp39,822,867,378	0.7955	Rp31,678,985,641
2	Rp54,214,038,740	0.6328	Rp34,307,513,347
3	Rp68,605,210,102	0.5034	Rp34,536,101,934
4	Rp69,346,394,375	0.4005	Rp27,770,189,511
5	Rp70,087,578,648	0.3186	Rp22,327,225,282
6	Rp70,828,762,920	0.2534	Rp17,949,075,905
7	Rp71,569,947,193	0.2016	Rp14,427,858,487
8	Rp72,311,131,466	0.1604	Rp11,596,183,360
9	Rp73,052,315,739	0.1276	Rp9,319,286,083
10	Rp73,793,500,011	0.1015	Rp7,488,684,005
<b>Total Present Value (NPV)</b>			<b>Rp184.547.563.951</b>

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

Total present value (NPV) = Rp184.547.563.951

Kemudian, goal seek nilai trial IRR (i) hingga didapatkan nilai total present value (NPV) = nilai total modal akhir masa konstruksi, sehingga didapatkan :

IRR = 29,95% per tahun.

Berdasarkan hasil perhitungan di atas didapatkan bahwa nilai IRR > nilai bunga bank (MARR). Hal ini membuktikan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan tingkat suku bunga bank = 9,85% per tahun

#### D.5.5 Perhitungan Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time, POT)

Sebelum melakukan perhitungan waktu pengembalian modal (POT), perlu dilakukan perhitungan terhadap akumulasi modal terlebih dahulu.

Tabel D.16 Hasil Perhitungan Accumulative Cash Flow

Tahun ke n	Actual Cash Flow	Accumulative Cash Flow
1	Rp 39,822,867,378	Rp 29,073,276,766
2	Rp 54,214,038,740	Rp 72,537,724,893
3	Rp 68,605,210,102	Rp 130,393,344,383
4	Rp 69,346,394,375	Rp 188,990,148,145
5	Rp 70,087,578,648	Rp 248,328,136,180
6	Rp 70,828,762,920	Rp 308,407,308,488
7	Rp 71,569,947,193	Rp 369,227,665,068
8	Rp 72,311,131,466	Rp 430,789,205,921
9	Rp 73,052,315,739	Rp 493,091,931,047
10	Rp 73,793,500,011	Rp 556,135,840,446

Pabrik akan balik modal saat nilai investasi nilai accumulative cashflow.

Apabila : Investasi = Rp184.547.563.951

Maka, berdasarkan tabel di atas, didapatkan bahwa :

nilai accumulative cash flow = nilai investasi saat di antara tahun ke -3 dan 4 .

Oleh karena itu, dilakukan interpolasi terhadap nilai accumulative cash flow saat tahun ke -4 dan 5 untuk menentukan waktu pengembalian modal (POT), sehingga didapatkan :

Waktu pengembalian modal (POT) = 3,6 tahun.

#### D.5.6 Analisa Titik Impas (Break Even Point , BEP)

Analisis titik impas (BEP) digunakan untuk mengetahui kapasitas produksi, dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

No	Keterangan	Jumlah
1	Biaya Tetap (FC)	Rp 26.534.321.181
2	Biaya Variabel (VC)	
	a. Bahan Baku	Rp 32.052.429.826



	b. Utilitas	Rp	14.569.081.461
	c. Royalty	Rp	1.456.908.146
	Total Biaya Variabel	Rp	48.078.419.433
3	Biaya Semivariabel (SVC)		
	a. Gaji Karyawan	Rp	34.236.000.000
	b. Pengawasan	Rp	3.423.600.000
	c. Maintenance & Perbaikan	Rp	3.366.294.478
	d. Operating Supplies	Rp	841.573.620
	e. Laboratorium	Rp	3.423.600.000
	f. Pengeluaran Umum	Rp	18.502.465.169
	g. Plant Overhead Cost	Rp	7.284.540.731
	Total Biaya Semivariabel	Rp	71.078.073.997
4	Total Penjualan (S)	Rp	226.346.500.000

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

Biaya tetap saat kapasitas 100% = Rp. 26.534.321.181

Biaya tetap saat kapasitas 0% = Biaya tetap saat kapasitas 100%  
= Rp. 26.534.321.181

Total pengeluaran saat kapasitas 100% = FC + VC + SVC  
= Rp. 145.690.814.612

Total pengeluaran saat kapasitas 0% = FC + ( 0,3x SVC )  
= Rp. 47.857.743.380

Total penjualan saat kapasitas 100% = Rp. 226.346.500.000

Total penjualan saat kapasitas 0% = Rp 0

Cost	Kapasitas Produksi	
	0%	100%
Biaya Tetap	Rp 26.534.321.181	Rp 26.534.321.181
Total Pengeluaran	Rp 47.857.743.380	Rp 145.690.814.612
Total Penjualan	Rp -	Rp 226.346.500.000

Berdasarkan Tabel D.17, didapatkan bahwa :

FC = Rp. 26.534.321.181

VC = Rp. 48.078.419.433

SVC = Rp. 71.078.073.997

S = Rp. 226.346.500.000

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + (0,3 \times \text{SVC})}{\text{S} - (0,7 \times \text{SVC}) - \text{VC}} \times 100\% \\
 &= 0,37 \\
 &= 37\%
 \end{aligned}$$

