



TUGAS AKHIR - TK145501

**PABRIK SODIUM SULFAT DEKAHIDRAT  
( $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ ) DARI ASAM SULFAT  
( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) DAN SODIUM KLORIDA ( $\text{NaCl}$ )  
DENGAN MENGGUNAKAN PROSES  
MANNHEIM**

Nabila Fitri Rohmawati  
NRP. 10411500000035

Muhammad Firdaus Kusuma Putra  
NRP. 10411500000076

Dosen Pembimbing  
Ir. Agung Subyakto, MS.

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI  
FAKULTAS VOKASI  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2018



---

TUGAS AKHIR - TK145501

**PABRIK SODIUM SULFAT ( $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ )  
DEKAHIDRAT DARI ASAM SULFAT ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )  
DAN SODIUM KLORIDA ( $\text{NaCl}$ ) DENGAN  
MENGUNAKAN PROSES MANNHEIM**

NABILA FITRI ROHMAWATI  
NRP. 10411500000035

MUHAMMAD FIRDAUS KUSUMA PUTRA  
NRP. 10411500000076

Dosen Pembimbing  
Ir. Agung Subyakto, MS.

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI  
Fakultas Vokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2018



---

FINAL PROJECT - TK145501

**SODIUM SULFATE DECAHYDRATE  
( $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ ) FACTORY FROM SULFURIC  
ACID ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) AND SODIUM CHLORIDE ( $\text{NaCl}$ )  
BY USING MANNHEIM PROCESS**

NABILA FITRI ROHMAWATI  
NRP. 10411500000035

MUHAMMAD FIRDAUS KUSUMA PUTRA  
NRP. 10411500000076

Supervisor  
Ir. Agung Subyakto, MS.

DEPARTMENT OF INDUSTRIAL CHEMICAL ENGINEERING  
Faculty of Vocation  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2018

**LEMBAR PENGESAHAN**

**LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :  
PABRIK SODIUM SULFAT DEKAHIDRAT ( $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ )  
DARI ASAM SULFAT ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) DAN SODIUM KLORIDA ( $\text{NaCl}$ )  
DENGAN MENGGUNAKAN PROSES MANNHEIM**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Ahli Madya  
pada  
Departemen Teknik Kimia Industri  
Fakultas Vokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

**Nabila Fitri Rohmawati (NRP 10411500000035)**  
**M. Firdaus Kusuma Putra (NRP 10411500000076)**

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

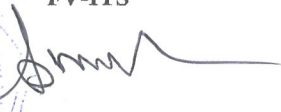
Dosen Pembimbing



**Ir. Agung Subyakto, MS**  
**NIP. 19580312 198601 1 001**

Mengetahui,

**Kepala Departemen Teknik Kimia Industri  
FV-ITS**



**Ir. Agung Subyakto, MS**  
**NIP. 19580312 198601 1 001**  
**SURABAYA, 25 JULI 2018**



## LEMBAR REVISI

Telah diperiksa dan disetujui sesuai hasil ujian tugas akhir pada 2 Juli 2018 untuk tugas akhir dengan judul “**Pabrik Natrium Sulfat Dekahidrat ( $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ ) dari Asam Sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) dan Natrium Klorida ( $\text{NaCl}$ ) dengan Menggunakan Proses Mannheim**”, yang disusun oleh :

**Nabila Fitri Rohmawati**  
**M. Firdaus Kusuma Putra**

**(NRP 1041150000035)**  
**(NRP 1041150000076)**

Disetujui oleh Tim Penguji Ujian Tugas Akhir :

1. Ir. Elly Agustiani, M.Eng
2. Ir. Budi Setiawan, MT



Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

1. Ir. Agung Subyakto, MS



SURABAYA, 25 JULI 2018

## KATA PENGANTAR

Segala puji bagi Allah SWT, Tuhan bagi seluruh alam. Hanya dengan Rahmat dan Hidayah-Nya kami dapat menyelesaikan tugas akhir kami yang berjudul :

**“Pabrik Sulfat Dekahidrat ( $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ ) dari Asam Sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) dan Sodium Klorida ( $\text{NaCl}$ ) dengan Menggunakan Proses Mannheim”**

Laporan tugas akhir ini merupakan tahap akhir dari penyusunan tugas akhir yang merupakan salah satu syarat untuk mencapai gelar Ahli Madya (A.Md) di Departemen Teknik Kimia Industri, FakultasVokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan Laporan Tugas Akhir ini tidak akan selesai tanpa bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini kami ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang telah memberikan kami Rahmat, Hidayah-Nya serta memberikan kesabaran dan kekuatan yang tidak terkira kepada hamba-Nya.
2. Ayah, Ibu, Kakak, keluarga dan teman-teman yang senantiasa telah memberikan dukungan dan motivasi kepada penulis secara moril dan materiil serta doa yang membuat penulis dapat menyelesaikan tugas akhir dengan tepat waktu.
3. Bapak Ir. Agung Subyakto, MS. selaku Ketua Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya sekaligus dosen pembimbing Tugas Akhir yang senantiasa membimbing dan membantu kami dalam penyusunan Tugas Akhir.
4. Ibu Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng. Selaku Koordinator Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
5. Bapak Ir. Budi Setiawan, MT. dan Ibu Elly Agustiani, M.Eng, selaku dosen penguji kami
6. Ibu Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng.dan Ibu Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT. selaku Dosen Wali kami di Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

7. Segenap Dosen, staff dan karyawan Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
8. Rekan-rekan seperjuangan, angkatan 2015 Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
9. Serta semua pihak yang telah membantu dalam penyelesaian Tugas Akhir yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu.

Penulis menyadari bahwa laporan ini tidak luput dari berbagai kekurangan, sehingga saran dan kritik yang membangun dari pembaca sangat kami perlukan. Semoga laporan ini dapat bermanfaat bagi semua.

Surabaya, 23 Juli 2018

TTD

Penulis

# **PABRIK SODIUM SULFAT DEKAHIDRAT ( $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ ) DARI ASAM SULFAT ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) DAN SODIUM KLORIDA ( $\text{NaCl}$ ) DENGAN MENGGUNAKAN PROSES MANNHEIM**

Nama Mahasiswa : Nabila Fitri Rohmawati 10411500000035  
M. Firdaus Kusuma Putra 10411500000076  
Jurusan : Teknik Kimia Industri FV-ITS  
Dosen Pembimbing : Ir. Agung Subyakto, MS

## **ABSTRAK**

*Berdasarkan data Kementerian Perindustrian (Kemenperin) dan Badan Pusat Statistik (BPS) kebutuhan Sodium Sulfat Indonesia mengalami kenaikan. Perkiraan kebutuhan Sodium Sulfat di wilayah Indonesia pada tahun 2021 sebesar 291.472 ton/tahun. Kondisi ini memberikan peluang untuk didirikannya sebuah pabrik sodium sulfat di Indonesia.*

*Proses pembuatan sodium sulfat pada industri kimia yang umum digunakan ada dua macam, yaitu Proses Hagreaves-Robinson dan Proses Mannheim. Setelah dilakukan perbandingan antara kedua proses tersebut, dapat disimpulkan bahwa Proses Mannheim memiliki lebih banyak keunggulan. Sehingga, Proses Mannheim dipilih sebagai proses utama dalam produksi sodium sulfat dekahidrat. Proses produksi sodium sulfat dekahidrat terbagi dalam tiga tahap. Tahap pertama yaitu tahap reaksi, dimana sodium klorida direaksikan dengan asam sulfat di dalam furnace dengan suhu operasi  $800^\circ\text{C}$ . Sodium sulfat yang terbentuk masih mengandung campuran impurities yang berasal dari  $\text{NaCl}$  sehingga perlu direaksikan dengan sodium karbonat dan kalsium hidroksida dengan penambahan air untuk mengendapkan impurities. Setelah keluar dari furnace, sodium sulfat dipindahkan menuju reaktor. Selanjutnya fluida dipompakan menuju filter press untuk memisahkan endapan impurities dengan larutan sodium sulfat. Tahap kedua yaitu tahap kristalisasi yang dilakukan dengan menggunakan crystallizer dengan suhu operasi  $5^\circ\text{C}$ , selanjutnya kristal yang telah terbentuk dialirkan menuju centrifuge sebelum akhirnya dikeringkan di rotary dryer. Selanjutnya, kristal sodium sulfat diseragamkan ukurannya sebesar 200 mesh dengan menggunakan mill dan screen. Tahap ketiga yaitu tahap pengolahan gas  $\text{HCl}$  yang merupakan hasil samping reaksi utama yang dilakukan dengan mengalirkan gas  $\text{HCl}$  ke dalam spray condensor. Selanjutnya larutan  $\text{HCl}$  yang terbentuk disimpan di tangki penyimpanan.*

*Pabrik Sodium Sulfat yang dirancang memiliki kapasitas 90.000 ton/tahun yang diambil dari 30% kebutuhan di tahun 2021. Pabrik ini direncanakan untuk didirikan di JIPE (Java Integrated Industrial Port Estate) Gresik, Jawa Timur.*

**Kata Kunci : Sodium Sulfat, Asam Sulfat, Mannheim**

# **SODIUM SULFATE DECAHYDRATE ( $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ ) FACTORY FROM SULFURIC ACID ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) AND SODIUM CHLORIDE ( $\text{NaCl}$ ) BY USING MANNHEIM PROCESS**

Student Name : Nabila Fitri Rohmawati 10411500000035  
M. Firdaus Kusuma Putra 10411500000076  
Department : Industrial Chemical Engineering FV-ITS  
Supervisor : Ir. Agung Subyakto, MS

## **ABSTRACT**

*According to the data from Ministry of Industry (Kemenperin) and Statistics Indonesia (BPS), the requisite of sodium sulfate in Indonesia is increasing. By 2021, it is estimated that the need of sodium sulfate is 291.472 tons/year. Hence, it provides opportunities to establish a sodium sulfate factory in Indonesia.*

*The common manufacturing process of sodium sulfate in chemical industries are Hageaves-Robinson and Mannheim process. By comparing both processes, it is concluded that mannheim process is more beneficial. So that Mannheim process is chosen as the main process in the production of sodium sulfate decahydrate. The process is divided into three stages. The first stage is reaction stage, sodium chloride is reacted with sulfuric acid in furnace reactor at  $800^\circ\text{C}$ . The formed sodium sulfate still contains impurities from sodium chloride so it needs to be reacted with sodium carbonate and calcium hydroxide with water addition to precipitate impurities. Hence, sodium sulfate is discharged from furnace into reactor. Then, fluids from reactor is pumped into filter press to separate the precipitated impurities with sodium sulfate solution. The second stage is crystallization stage that is done by operating a continuous crystallizer at  $5^\circ\text{C}$ . The formed crystal is streamed to centrifuge before finally dried in rotary dryer. Then, the crystal is uniformed at 200 mesh by using mill and screen. The third stage is hydrochloride gas processing stage that is the by product from the main reaction. Hydrochloride gas is streamed to spray condensor to form hydrochloride solution which finally stored in storage tank.*

*Sodium sulfate factory is planned to have capacity of 90.000 tons/year that is taken from 30% of the needs in 2021. This factory is planned to be established in JIPE (Java Integrated Industrial Port Estate) Gresik, East Java.*

**Keywords : Sodium Sulfate, Sulfuric Acid, Mannheim**

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b>	
<b>LEMBAR PENGESAHAN</b>	
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	i
<b>ABSTRAK</b> .....	iii
<b>ABSTRACT</b> .....	iv
<b>DAFTAR ISI</b> .....	v
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	viii
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	ix
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>	
1.1 Latar Belakang .....	I-1
1.2 Dasar Teori .....	I-13
1.3 Kegunaan Sodium Sulfat Dekahidrat .....	I-14
1.4 Sifat Fisika dan kimia .....	I-15
<b>BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES</b>	
2.1 Macam Proses .....	II-1
2.2 Selesksi Proses .....	II-6
2.3 Uraian Proses Terpilih .....	II-8
<b>BAB III NERACA MASSA</b>	
3.1 <i>Furnace</i> (Q-110) .....	III-1
3.2 Reaktor (R-120) .....	III-2
3.3 <i>Filter Press</i> (H-212) .....	III-3
3.4 <i>Crystallizer</i> (X-210) .....	III-4
3.5 <i>Centrifuge</i> (H-213) .....	III-5
3.6 <i>Rotary Dryer</i> (B-220) .....	III-6
3.7 <i>Cyclone</i> (H-223) .....	III-7
3.8 <i>Screen</i> (H-225) .....	III-8
3.9 <i>Spray Condenser</i> (E-310) .....	III-9
<b>BAB IV NERACA PANAS</b>	
4.1 <i>Furnace</i> (Q-110) .....	IV-1
4.2 <i>Screw Conveyor</i> (J-118) .....	IV-2
4.3 Reaktor (H-212) .....	IV-3
4.4 <i>Crystallizer</i> (X-210) .....	IV-4
4.5 <i>Rotary Dryer</i> (B-220) .....	IV-5

4.6 Heater (E-228).....	IV-6
4.7 Cooler (E-311).....	IV-7
4.8 Spray Condenser (E-310).....	IV-8

## **BAB V SPESIFIKASI ALAT**

5.1 Bin NaCl (F-111).....	V-1
5.2 Tank H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (F-114).....	V-1
5.3 Furnace (Q-110).....	V-2
5.4 Screw Conveyor (J-118).....	V-3
5.5 Reaktor (R-120).....	V-3
5.6 Filter Press (H-212).....	V-4
5.7 Crystallizer (X-210).....	V-4
5.8 Centrifuge (H-216).....	V-5
5.9 Rotary Dryer (B-220).....	V-5
5.10 Spray Condenser (X-310).....	V-6
5.11 Blower (G-116).....	V-7
5.12 Pompa (L-115).....	V-7
5.13 Belt Conveyor (J-113).....	V-7
5.14 Bucket Elevator (J-224).....	V-8
5.15 Cyclone (H-223).....	V-8
5.16 Screen (H-225).....	V-9
5.17 Ball Mill (C-226).....	V-9
5.18 Heater (E-228).....	V-9

## **BAB VI UTILITAS**

6.1 Unit Penyediaan Air.....	VI-1
6.2 Unit Refrigerator.....	VI-7
6.3 Unit Penyediaan Listrik.....	VI-7
6.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	VI-8

## **BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA**

7.1 Pengertian Keselamatan dan Kesehatan Kerja.....	VII-1
7.2 Sebab-Sebab Timbulnya Kecelakaan.....	VII-2
7.3 Keselamatan dan Kesehatan Kerja pada Pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat.....	VII-4

## **BAB VIII INSTRUMENTASI**

8.1 Pendahuluan Instrumentasi..... VIII-1

8.2 Instrumentasi pada

Pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat ..... VIII-2

## **BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA**

9.1 Pengolahan Limbah secara Umum ..... IX-1

9.2 Sumber dan Karakteristik Limbah

Pada Pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat ..... IX-2

9.3 Pengolahan Limbah

Pada Pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat ..... IX-3

## **BAB X KESIMPULAN**

10.1 Kesimpulan ..... X-1

**DAFTAR NOTASI** ..... xi

**DAFTAR PUSTAKA**..... xiii

### **LAMPIRAN :**

APPENDIKS A NERACA MASSA ..... A-1

APPENDIKS B NERACA PANAS ..... B-1

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT ..... C-1



## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 1.1</b>	Lokasi Pabrik .....	I-13
<b>Gambar 2.1</b>	Blok Diagram Proses Mannheim.....	II-3
<b>Gambar 2.2</b>	Blok Diagram Proses Hargreaves-Robinson .....	II-4
<b>Gambar 2.3</b>	Kurva Pembentukan Inti Kristal Beberapa Jenis Garam .....	II-10

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1.1</b> Data Impor Sodium Sulfat Tahun 2012-2016 .....	I-4
<b>Tabel 1.2</b> Data Ekspor Sodium Sulfat Tahun 2012-2016 .....	I-5
<b>Tabel 1.3</b> Proyeksi Kebutuhan Impor Sodium Sulfat Tahun 2018-2021 .....	I-6
<b>Tabel 1.4</b> Proyeksi Ekspor Sodium Sulfat Tahun 2018-2021 ....	I-6
<b>Tabel 1.5</b> Kapasitas Produksi Sodium Sulfat di Indonesia .....	I-7
<b>Tabel 1.6</b> Negara Hasil Sintetis Sodium Sulfat di Dunia.....	I-7
<b>Tabel 1.7</b> Proyeksi Kebutuhan Sodium Sulfat di Indonesia .....	I-8
<b>Tabel 1.8</b> Data Impor Sodium Sulfat Tahun 2012-2016 .....	I-8
<b>Tabel 1.9</b> Data Ekspor-Impor Sodium Sulfat di Indonesia (ton/tahun) .....	I-11
<b>Tabel 1.10</b> Sifat Fisika dan Kimia NaCl .....	I-15
<b>Tabel 1.11</b> Sifat Fisika dan Kimia H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .....	I-16
<b>Tabel 1.12</b> Sifat Fisika dan Kimia Ca(OH) <sub>2</sub> .....	I-16
<b>Tabel 1.13</b> Sifat Fisika dan Kimia Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> .....	I-17
<b>Tabel 1.14</b> Sifat Fisika dan Kimia Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .10H <sub>2</sub> O.....	I-18
<b>Tabel 1.15</b> Sifat Fisika dan Kimia HCl .....	I-18
<b>Tabel 2.1</b> Perbandingan Proses Mannheim Dengan Proses Hargreaves-Robinson.....	II-6
<b>Tabel 3.1</b> Neraca Massa <i>Furnace</i> (Q-110) .....	III-1
<b>Tabel 3.2</b> Neraca Massa Reaktor (R-120) .....	III-2
<b>Tabel 3.3</b> Neraca Massa <i>Filter Press</i> (H-212).....	III-3
<b>Tabel 3.4</b> Neraca Massa <i>Crystallizer</i> (X-210).....	III-4
<b>Tabel 3.5</b> Neraca Massa <i>Centrifuge</i> (Q-216).....	III-5
<b>Tabel 3.6</b> Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (B-220).....	III-6
<b>Tabel 3.7</b> Neraca Massa <i>Cyclone</i> (H-223).....	III-7
<b>Tabel 3.8</b> Neraca Massa <i>Screen</i> (H-225).....	III-8
<b>Tabel 3.9</b> Neraca Massa <i>Spray Condenser</i> (E-310).....	III-9
<b>Tabel 4.1</b> Neraca Panas <i>Furnace</i> (Q-110) .....	IV-1

<b>Tabel 4.2</b> Neraca Panas <i>Screw Conveyor</i> (J-118).....	IV-2
<b>Tabel 4.3</b> Neraca Panas Reaktor (R-120).....	IV-3
<b>Tabel 4.4</b> Neraca Panas <i>Crystallizer</i> (X-210).....	IV-4
<b>Tabel 4.5</b> Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> (H-216).....	IV-5
<b>Tabel 4.6</b> Neraca Panas <i>Heater</i> (E-228).....	IV-6
<b>Tabel 4.7</b> Neraca Panas <i>Cooler</i> (E-311).....	IV-7
<b>Tabel 4.8</b> Neraca Panas <i>Spray Condenser</i> (E-310) .....	IV-8
<b>Tabel 7.1</b> Peraturan K3 di Pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat .....	VII-4

## DAFTAR NOTASI

No.	Notasi	Keterangan	Satuan
1	m	Massa	Kg
2	BM	Berat molekul	g/gmol
3	T	Suhu	°C/°F/°K
4	Cp	Kapasitas Panas	cal/K.mol
5	$\Delta H_f$	Enthalpy Pembentukan	Kkal/kmol
6	H	Enthalpy	Kkal
7	Q	Panas	Kkal
8	$\rho$	Massa Jenis	Kg/m <sup>3</sup>
9	$\eta$	Efisiensi	%
10	$\mu$	Viskositas	cP
11	D	Diameter	in
12	H	Tinggi	in
13	P	Tekanan	Atm
14	R	Jari-jari	in
15	A	Luas	m <sup>2</sup>
16	V	Volume	m <sup>3</sup>
17	c	Faktor Korosi	-
18	E	Efisiensi Sambungan	-

19	f	Faktor friksi	ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup>
20	Ff	<i>Friction loss</i>	Ft.lbf/lbm
21	ΣF	Total Friksi	-
22	Gc	Gravitasi	lbm.ft/lbf.s <sup>2</sup>
23	B	Baffle Spacing	In
24	k	<i>Thermal Conductivity</i>	Btu/(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F/ft)
25	qf	Debit fluida	Cuft/s
26	L	Panjang shell	In

## DAFTAR PUSTAKA

- Brown G.G., 1959, "*Unit Operation*", New York: Modern Asia Ed., Wiley and Sons Inc.
- Brownell, and Young., 1959, "*Process Equipment Design*", New York: John Wiley & Sons.
- Cabe, Mc, W.L, Smith, J.C Harriot P. 1985. "*Unit Operation of Chemical Engineering*". Singapore: Mc Graw Hill International Book
- Coulson and Richardson, 2005, "*Chemical Engineering Design vol 6*", New York: Elsevier.
- D.H. Booth and V.C. Vinyard, 2007, "*Journal of Applied Chemistry vol 17*", USA: Wiley
- Geankoplis, Christie J.1993. "*Transport Process and Unit Operation*", 3rd ed. USA: Prentice hall.
- Himmeblau, D.M., 1982, "*Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering*", 4<sup>th</sup> edition, Englewood Cliff: Prentice Hall.
- Hugot, E. 1972, "*Handbook of Cane Sugar Engineering*". 2<sup>nd</sup> edition. New York: Elsevier Publishing Company.
- Kern, Donald Q. 1965. "*Process Heat Transfer*". Singapore: McGraw Hill.
- Ludwig, Ernest E, "*Applied Process Design For Chemical And Petrochemical Plants*", volume 1, 3<sup>rd</sup> edition.
- Perry, R.H and C.H. Chilton. 1973. "*Chemical Engineers' Handbook*" 7<sup>th</sup> ed. New York: Mc Graw Hill Book Co.
- Peters, M.S and K.D Timmerhaus, 1981, "*Plant Design and Economics for Chemical Engineer*", 5<sup>th</sup> ed". New York: Mc Graw Hill.

Smith, J.M, Van Ness, H.C and M.M Abbot. 2001. “*Chemical Engineering Thermodynamics. 6th edition*”, New York: McGraw Hill Company.

Ulrich, G.D. 1984. “*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*”. New York: John Willey & Sons.

Walas, Stanley M, 1990, “*Chemical Process Equipment: Selection and Design*”, USA: Butterworth-Heinemann

[www.bps.go.id](http://www.bps.go.id)

[www.kemenperin.go.id](http://www.kemenperin.go.id)

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara berkembang yang memiliki kewajiban untuk melaksanakan pembangunan di segala bidang. Salah satunya adalah di bidang sektor ekonomi yang sedang digiatkan oleh pemerintah untuk mencapai kemandirian perekonomian nasional. Untuk mencapai tujuan ini, pemerintah menitikberatkan pada pembangunan di sektor industri. Pembangunan industri bertujuan untuk memperkuat struktur ekonomi nasional, meningkatkan daya tahan perekonomian nasional, memperluas lapangan kerja dan kesempatan usaha sekaligus mendorong berkembangnya kegiatan berbagai sektor pembangunan lainnya. Bahkan hampir seluruh negara di dunia melaksanakan proses industrialisasi untuk menjamin pertumbuhan ekonomi. Hal ini menunjukkan bahwa sektor industri telah dipercaya oleh seluruh dunia sebagai satu-satunya *leading* sektor yang membawa suatu perekonomian menuju kemakmuran.

Salah satu produk yang dibutuhkan saat ini adalah sodium sulfat ( $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ). Sodium sulfat adalah garam sodium dari asam sulfur. Dalam bentuk anhidratnya, senyawa ini berbentuk padatan kristal putih dengan rumus kimia  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ , atau lebih dikenal dengan mineral tenardit sedangkan bentuk dekahidratnya mempunyai rumus kimia  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  yang lebih dikenal dengan nama garam glauber atau sal mirabilis. Bentuk heptahidratnya juga berbentuk padatan, yang akan berubah menjadi mirabilit ketika didinginkan.





### **1.1.1 Sejarah**

Sodium sulfat sudah dikenal sejak tahun 1500 masehi. Penggunaannya berupa air spa atau biasanya digunakan sebagai garam. Garam ini pertama kali dijelaskan pada tahun 1658 oleh J. R. GLAUBER. Garam ini dikenal sebagai sal mirabile Glauberi, dimana terbuat dari garam biasa dan asam sulfat, dan telah digunakan di bidang pengobatan sebagai obat pencahar. Banyak jenis air spa dan garam yang diperoleh dari bahan-bahan yang mengandung sodium sulfat (mis., Garam Karlsbad, yang mengandung 44% sodium sulfat) (Ullmann, 2012).

Proses pembuatan soda dan Asam klorida yang dikembangkan pada tahun 1800 masehi melibatkan produksi sodium sulfat (garam kue). Metode ini sudah jarang digunakan dibandingkan dengan ekstraksi dari endapan dan produksi alam sebagai produk sampingan dari proses kimia. Produk sampingan sodium sulfat harus dihilangkan dari air limbah untuk alasan perlindungan lingkungan, yang memungkinkan sebagian besar sistem sirkulasi tertutup untuk ditetapkan (mis., untuk mandi pemintalan di industri serat) (Ullmann, 2012).

Sodium sulfat tidak hanya terjadi pada endapan garam dalam formasi geologis kuno, tapi juga bisa diproduksi dalam skala industri dari cadangan bahan baku yang terbentuk terus menerus di danau garam Kanada, Amerika Serikat, Amerika Selatan, Negara-Negara Merdeka, dan negara-negara lain (Ullmann, 2012).

### **1.1.2 Alasan Pendirian Pabrik**

Sodium sulfat banyak digunakan untuk memenuhi kebutuhan industri, antara lain di industri *pulp* dan kertas, deterjen, pembuatan *flat glass*, tekstil, keramik, farmasi, zat pewarna dan sebagai *reagent* di laboratorium kimia. Seperti yang kita ketahui, kebutuhan-kebutuhan akan produk tersebut akan selalu meningkat



seiring dengan meningkatnya jumlah penduduk. Oleh karena itu, cukup tepat untuk mendirikan pabrik sodium sulfat di Indonesia. Selain menguntungkan dari segi ekonomi, juga dapat memicu berkembangnya industry-industri pengguna sodium sulfat itu sendiri, sekaligus membuka lapangan kerja sehingga mengurangi tingkat pengangguran di Indonesia.

Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik dan Kementerian Perindustrian Republik Indonesia kebutuhan impor sodium sulfat di Indonesia (tahun 2010 hingga tahun 2014) rata – rata pertahunnya sebesar 218.967,238 ton. Meskipun kebutuhan industri akan sodium sulfat sangat banyak dan kegunaannya pun beragam, namun hingga saat ini Indonesia belum dapat memenuhi kebutuhan pasar dalam negeri karena produksi sodium sulfat secara komersial masih sangat rendah. Hingga saat ini Indonesia baru memiliki 3 pabrik sodium sulfat dengan total kapasitas produksi sebesar 265.000 ton/tahun. Sementara rata – rata ekspor Indonesia mulai tahun 2010 hingga tahun 2014 sebesar 46.948,658 ton/tahun. Melihat data tersebut menunjukkan bahwa persediaan akan sodium sulfat di Indonesia masih sangat minim. Oleh karena itu, perlu didirikan pabrik sodium sulfat baru, untuk memenuhi kebutuhan sodium sulfat didalam negeri.

Untuk memenuhi kebutuhan tersebut, pendirian pabrik sodium sulfat dengan bahan baku sodium klorida dan asam sulfat akan dapat memberikan solusi bagi dunia industri kimia di Indonesia. Dengan adanya pabrik sodium sulfat maka kebutuhan untuk industri salah satu bahan pembuat kertas, deterjen, gelas, tekstil, dan lain-lain didalam negeri diharapkan dapat terpenuhi. Melihat prospek yang cukup bagus maka direncanakan didirikan pabrik sodium sulfat yang merupakan komoditi yang perlu dipertimbangkan pembuatannya di Indonesia, terutama makin ketatnya persaingan dalam dunia industri.



### 1.1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama pembuatan Sodium Sulfate adalah Asam Sulfate yang dapat diperoleh dari PT Petrokimia Gresik, sedangkan untuk Garam dapur dapat dipenuhi oleh PT. Sehingga dari data di atas, ketersediaan bahan baku untuk pembuatan Sodium Sulfat dapat terpenuhi.

### 1.1.4 Kebutuhan

Saat ini kebutuhan sodium sulfat dalam negeri cukup besar. Di Indonesia, menurut badan pusat statistik hingga tahun 2016 industri yang memproduksi sodium sulfat belum dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga untuk memenuhinya dilakukan impor dari negara lain terutama Jepang, Singapura, Malaysia, Myanmar, Bangladesh, dan Srilanka. Berikut data konsumsi impor dan ekspor Indonesia tahun 2012 hingga tahun 2016.

**Tabel 1.1** Data Impor Sodium Sulfat Tahun 2012-2016

Tahun	Total Impor (ton)	Kenaikan (%)
2012	206.087,538	0
2013	276.383,760	34,1
2014	266.787,686	-3,4
2015	212.836,939	20,22
2016	286.891,486	34,79
Rata-rata pertumbuhan		11,30

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2017)

**Tabel 1.2** Data Ekspor Sodium Sulfat Tahun 2012-2016

Tahun	Total Impor (ton)	Kenaikan (%)
2012	49.693,925	0
2013	42.899,001	-13,6
2014	51.222,433	19,4
2015	75.125,100	46,6
2016	51.479,500	-31,4
Rata-rata pertumbuhan		5,22

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2017)

Dengan data di atas maka proyeksi kebutuhan impor sodium sulfat di Indonesia pada tahun – tahun mendatang dapat diperkirakan dengan perhitungan sebagai berikut.

$$m = P (1 + i)^n \dots (\text{Timmerhaus, K.D, 1981})$$

Dimana :

P = data besarnya impor tahun 2016 (ton/tahun)

m = jumlah produk pada tahun – tahun mendatang (ton/tahun)

i = rata-rata kenaikan impor tiap tahun (%)

n = selisih tahun (tahun proyeksi – 2016)

Berikut hasil perhitungan proyeksi kebutuhan impor sodium sulfat di Indonesia pada tahun 2018 hingga tahun 2021.



**Tabel 1.3** Proyeksi Kebutuhan Impor Sodium Sulfat pada Tahun 2018 – 2021

<b>Tahun</b>	<b>Impor (ton/tahun)</b>
2018	355.407,52
2019	395.577,06
2020	440.286,72
2021	490.049,63

Dengan cara yang sama, dapat dihitung pula proyeksi kebutuhan pasar luar negeri / ekspor sodium sulfat Indonesia pada tahun 2018 hingga tahun 2021. Berikut merupakan hasil perhitungan proyeksi ekspor sodium sulfat pada tahun 2018 – 2021.

**Tabel 1.4** Proyeksi Ekspor Sodium Sulfat pada Tahun 2018 – 2021

<b>Tahun</b>	<b>Ekspor (ton/tahun)</b>
2018	57.004,61
2019	59.985,72
2020	63.122,72
2021	66.423,77

Sementara itu, untuk memenuhi kebutuhan sodium sulfat tersebut, berikut dapat dilihat data kapasitas produksi pabrik sodium sulfat di Indonesia (Tabel 1.4) dan data kapasitas produksi masing – masing negara penghasil sodium sulfat di dunia (Tabel 1.5). Dari data perhitungan kebutuhan impor pada tahun 2018 – 2021 (Tabel 1.2), data perhitungan kebutuhan ekspor pada /tahun



2018 – 2021 (Tabel 1.3), dan data kapasitas produksi pabrik Sodium sulfat di Indonesia (Tabel 1.4), maka dapat dihitung perkiraan kebutuhan Sodium sulfat di Indonesia dari tahun 2018 – 2021 (Tabel 1.6).

**Tabel 1.5** Kapasitas Produksi Sodium Sulfat di Indonesia

No	Nama Perusahaan	Produksi (Ton)
1	PT. South Pacific Viscose	188.000
2	PT Indo Bharat Rayon	55.000
3	PT Indah Kiat <i>Pulp</i> and Paper	22.000
Total		265.000

*(Kementerian Perindustrian Republik Indonesia, 2017)*

**Tabel 1.6** Negara Penghasil Sintetis Sodium Sulfat di Dunia

Negara	Kapasitas (Ton/tahun)
Austria	120.000
Belgium	250.000
Germany	220.000
Japan	240.000
Spain	150.000
Sweden	100.000
US	272.484
Italy	125.000
France	120.000



## BAB I Pendahuluan

UK	90.000
Negara lain	415.800
Total	2.103.284

(John J Mc Ketta, Vol 51)

**Tabel 1.7** Proyeksi Kebutuhan Sodium Sulfat di Indonesia

No	Tahun	Produksi (Ton)	Impor (Ton)	Ekspor (Ton)	Kebutuhan (Ton)
1	2018	265.000	355.407,52	56.274,59	564.132,9
2	2019	265.000	395.577,06	58.984,58	601.592,5
3	2020	265.000	440.286,72	61.825,06	643.461,7
4	2021	265.000	490.049,63	64.802,34	690.247,3

### 1.1.5 Aspek Pasar

Dari segi marketing, sodium sulfat di Indonesia memiliki pasar yang cukup banyak mengingat banyaknya pabrik – pabrik berbahan baku sodium sulfat. Berikut merupakan beberapa pabrik di Jawa Timur yang menggunakan sodium sulfat sebagai bahan baku.

**Tabel 1.8** Data Pabrik Berbahan Baku Sodium Sulfat

No.	Nama Pabrik	Jenis Pabrik	Alamat
1	PT. Adiprima Suraprinta	Kertas	Wringinanom, Gresik



2	PT. Ekamas Fortuna	Kertas	Pagak, Malang
3	PT. Gayabaru Paperindo	Kertas	Ciptomulyo, Malang
4	PT. Integra Lestari	Kertas	Ngoro, Mojokerto
5	PT. Jaya Kertas	Kertas	Kertosono, Nganjuk
6	PT. Kertas Basuki Rahmat	Kertas	Banyuwangi
7	PT. Mount Dreams Indonesia	Kertas	Wringinanom, Gresik
8	PT. Pabrik Kertas Tjiwi Kimia, Tbk	Kertas	Mojokerto
9	PT. Pabrik Kertas Indonesia (Pakerin)	Kertas	Pungging, Mojokerto
10	PT. Setia Kawan	Kertas	Tulungagung
11	PT. Sapanusa Tissue & Packaging Sarana Sukses	Kertas	Ngoro, Mojokerto
12	PT. Suparma, Tbk	Kertas	Warunggunung, Surabaya
13	PT. Surabaya Agung Industri	Kertas	Driyorejo, Gresik





### *BAB I Pendahuluan*

	<i>Pulp dan Kertas, Tbk</i>		
14	PT. Surabaya Mekabox Ltd	Kertas	Driyorejo, Gresik
15	PT. Surya Pamenang	Kertas	Kediri
16	PT. Surya Zigzag	Kertas	Gampengrejo, Kediri
17	PT. Sayap Mas Utama (Wings)	Deterjen	Surabaya
18	PT. Asahimas Flat Glass, Tbk	Gelas	Taman, Sidoarjo
19	PT. Multi Arthamas Glass Industry	Gelas	Rungkut, Surabaya
20	PT. New Minatex	Tekstil	Lawang, Malang
21	PT. Lotus Indah Tekstil Industries	Tekstil	Nganjuk

Data di atas hanyalah data pabrik yang berada di Jawa Timur. Untuk distribusi pasar yang lebih luas lagi, tentu saja masih banyak pabrik – pabrik berbahan baku sodium sulfat lainnya di Indonesia. Selain itu, konsumen sodium sulfat tidak hanya berada di Indonesia, tapi juga dari berbagai negara. Melihat peluang ini tentu sangat bagus dimanfaatkan untuk menyediakan produk sodium sulfat di tahun – tahun yang akan datang.



### 1.1.6 Penentuan Kapasitas Pabrik

Berikut adalah tabel proyeksi data ekspor-impor Sodium Sulfat di Indonesia dari tahun 2018-2021 beserta data produksi dan kebutuhannya pada **Tabel I.8**

**Tabel 1.9** Data Ekspor-Import Sodium Sulfat di Indonesia  
(ton/tahun)

Tahun	Produksi	Jumlah Impor	Jumlah Ekspor
2018	265.000	355.407,52	57.004,61
2019	265.000	395.577,06	59.985,72
2020	265.000	440.286,72	63.122,72
2021	265.000	490.049,63	66.423,77

(Sumber: Badan Pusat Statistik dan Kemenperin, 2017)

Sehingga dari data tersebut dapat diketahui kapasitas produksi pabrik Sodium Sulfat dengan persamaan berikut :

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan} &= (\text{Ekspor} + \text{Impor}) - (\text{Produksi})_{2021} \\ &= (66.423 + 490.049) - (265.000) \\ &= 291.472 \\ \text{Kapasitas Pabrik} &= 30\% \times 291.472 \\ &= 87.441 \text{ ton} \\ &= 90.000 \text{ ton}\end{aligned}$$

Dari data diatas dapat diambil kapasitas pabrik sebesar 90.000 ton/tahun

### 1.1.7 Penentuan Lokasi Pabrik

Letak geografis suatu pabrik memiliki pengaruh yang sangat penting terhadap keberhasilan dari pabrik tersebut. Beberapa faktor yang dapat menjadi acuan dalam penentuan pemilihan lokasi pabrik antara lain, ketersediaan bahan baku,



## *BAB I Pendahuluan*

---

transportasi, dan utilitas. Dari ketiga pertimbangan tersebut maka pabrik Sodium sulfat ini akan didirikan di Cilegon, Banten dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Penyediaan Bahan Baku

Asam Sulfat sebagai bahan baku pembuatan Sodium Sulfat diperoleh dari PT. Petrokimia, Gresik. Sedangkan garam (NaCl) akan diperoleh dari PT. Susanti Megah, Surabaya pemilihan ditekankan pada jarak lokasi sumber bahan baku yang cukup dekat.

2. Transportasi

Sarana transportasi sangat dibutuhkan sebagai penunjang utama untuk penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Terlebih kawasan Gresik merupakan kawasan industri yang memiliki sarana transportasi darat yang baik. Selain itu juga dekat dengan pelabuhan JIPE yang berarti penyaluran produk melalui laut juga mudah.

3. Pemasaran

Prospek pasar menjadi sangat penting karena untung ruginya suatu pabrik sangat tergantung pada pemasaran produknya, sehingga lokasi pabrik harus didirikan di daerah yang bagus prospek pemasarannya. Pada umumnya Sodium Sulfat merupakan bahan aditif pembuatan industri kertas, deterjen, tekstil, dsb.. Oleh karena itu lokasi pendirian pabrik Sodium Sulfat disesuaikan dengan lokasi industri kertas, deterjen, tekstil yaitu di Gresik, Jawa Timur.

4. Utilitas

Fasilitas yang terdiri dari penyediaan air dan listrik mengharuskan lokasi pabrik dekat dengan sumber tersebut. Pabrik ini berlokasi di sekitar selat Madura untuk memenuhi kebutuhan air. Sementara untuk



kebutuhan akan listrik didapatkan dari PT.PLN.  
Berikut adalah peta dari lokasi pabrik Sodium Sulfat yang akan direncanakan didirikan di kawasan industri daerah Gresik, Jawa Timur pada **Gambar I.1**



**Gambar I.1 Lokasi Pabrik**

## 1.2 Dasar Teori

Sodium sulfat anhidrat terjadi secara alami sebagai thenardite, kadang kala mengandung kemurnian yang tinggi, dan garam Glauber terjadi sebagai mirabilis,  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$ . Dalam endapan garam laut dan endapan kristal yang diproduksi di danau garam saat ini, banyak garam ganda yang mengandung sodium sulfat terjadi seperti Astrakhanite,  $(\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot \text{MgSO}_4 \cdot 4\text{H}_2\text{O})$ ; Glaserite  $(\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 3\text{K}_2\text{SO}_4)$ ; Glauberite  $(\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot \text{CaSO}_4)$ , Loewite,  $(6\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 7\text{MgSO}_4 \cdot 15\text{H}_2\text{O})$ ; d'Ansite,  $(\text{MgSO}_4 \cdot 9\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 3\text{NaCl})$ ; Vanthoffite,  $(\text{MgSO}_4 \cdot 3\text{Na}_2\text{SO}_4)$ ; Burke  $(\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 2\text{Na}_2\text{SO}_4)$ ; dan Hanksite,  $(\text{KCl} \cdot 2\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 9\text{Na}_2\text{SO}_4)$ . Karenanya, Produksi industri sodium sulfat bisa dikombinasikan dengan produksi garam biasa, soda, atau garam kalium (Ullmann, 2012).

Departemen Teknik Kimia Industri  
Fakultas Vokasi

Pabrik Sodium Sulfat Dehidrat  
dari Asam Sulfat dan Sodium Klorida  
dengan Menggunakan Proses Mannheim



Sodium sulfat yang dibuat dari hasil produk samping tersebut disebut sebagai sintetis. Sodium sulfat dibuat dari mirabilite, thenardite, atau dari brine yang terbentuk secara alami yang disebut dengan natural sodium sulfat (*Hamad, 1976*).

Dalam produksi rayon, produk samping yang berupa sodium sulfat dipisahkan dari slurry dengan metode filtrasi dimana akan terbentuk cake yang berukuran 7-10 cm dalam media filtrasi. Dengan begitu, rayon cake adalah istilah yang digunakan untuk menyebut cake tersebut. Dengan cara yang sama pula salt cake, chrome cake, phenol cake, dan sodium sulfate cake yang lain dinamai. Menurut sejarah, sulfate cake memiliki kemurnian yang rendah, namun permintaan pasar untuk sodium sulfat dengan kemurnian yang tinggi dan ukuran partikel yang dapat dikendalikan, memaksa para produsen untuk memproduksi sodium sulfat dengan kualitas yang lebih baik atau berhenti dalam bisnis ini (*Hamad, 1976*).

### **1.3 Kegunaan Sodium Sulfat Dekahidrat**

Sodium sulfat dekahidrat banyak digunakan dalam berbagai industri. Di antara kegunaan sodium sulfat di industri adalah sebagai berikut.

1. Industri kertas (*pulp* kraft).

Sodium sulfat setelah tereduksi menjadi sodium sulfida atau terhidrolisis menjadi kaustik digunakan dalam industri kertas untuk melarutkan lignin pada bahan *pulp*.

2. Industri deterjen.

Sodium sulfat digunakan untuk mencegah terbentuknya gel pada saat *spray drying* pada pembuatan bubuk detergen

3. Industri gelas.

Pada industri gelas, sodium sulfat berfungsi untuk mendapatkan gelas dengan porositas yang diinginkan.



4. Industri tekstil.  
Sodium sulfat membantu penyamarataan pada proses pewarnaan.
5. Bahan baku pembuatan soda alum, sodium silikat, keramik, dan lain-lain.  
(Kirk-Othmer, 2012).

## 1.4 Sifat Fisika dan Kimia

### 1.4.1 Bahan Baku Utama

#### 1.4.1.1 Sodium Klorida (NaCl)

Sodium Klorida (NaCl) yang juga dikenal dengan garam dapur. Senyawa ini adalah garam yang paling mempengaruhi salinitas laut dan cairan ekstraselular pada sebagian besar organisme multiseluler. Sifat fisika dan kimia dari NaCl terdapat pada **Tabel 1.10**

**Tabel 1.10 Sifat Fisika dan Kimia NaCl**

Sifat Fisik	Padatan Berwarna Putih
Berat Molekul	58,45 g/mol
Titik Lebur	800,4 °C
Titik Didih	1413 °C
Densitas	2,16 g/cm <sup>3</sup>
Kelarutan	35,9 g/100 mL (dalam air 25 °C)

(Perry's 7<sup>th</sup> edition, table 2.1)

#### 1.4.1.2 Asam Sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)

Asam Sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) merupakan asam mineral (anorganik) yang kuat. Zat ini larut dalam air pada semua perbandingan. Asam Sulfat memiliki banyak kegunaan dan



merupakan salah satu produk utama industry kimia. Sifat fisika dan kimia dari  $\text{H}_2\text{SO}_4$  terdapat pada **Tabel 1.11**

**Tabel 1.11 Sifat Fisika dan Kimia  $\text{H}_2\text{SO}_4$**

Sifat Fisik	Cairan bening tidak berwarna dan tidak berbau
Berat Molekul	98,08 g/mol
Titik Lebur	10,49 °C
Titik Didih	340 °C
Densitas	1,84 g/cm <sup>3</sup>
Viskositas	26,7 cp (20 °C)
Kelarutan	Sangat larut dalam air

(Perry's 7<sup>th</sup> edition, table 2.1)

## 1.4.2 Bahan Baku Pendukung

### 1.4.2.1 Kalsium Hidroksida ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ )

Kalsium Hidroksida ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) juga dikenal *slaked lime* atau *hydrated lime*. Senyawa ini dapat dihasilkan dalam bentuk endapan melalui pencampuran larutan kalsium klorida dengan sodium hidroksida. Sifat fisika dan kimia dari  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  terdapat pada **Tabel 1.12**

**Tabel 1.12 Sifat Fisika dan Kimia  $\text{Ca}(\text{OH})_2$**

Sifat Fisik	Bubuk kristal berwarna putih
Berat Molekul	98,08 g/mol
Titik Lebur	580 °C



Spesifik Gravity	2,24
Kelarutan	Larut dalam gliserol, sirup, dan asam

(Perry's 7<sup>th</sup> edition, table 2.1)

#### 1.4.2.2 Sodium Karbonat/Soda Ash ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ )

Sodium Karbonat ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) adalah garam sodium dari asam karbonat yang mudah larut dalam air. Sifat fisika dan kimia dari  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  terdapat pada **Tabel 1.13**

**Tabel 1.13 Sifat Fisika dan Kimia  $\text{Na}_2\text{CO}_3$**

Sifat Fisik	Bubuk Berwarna abu-abu sampai putih
Berat Molekul	105,99 g/mol
Titik Lebur	854 °C
Spesifik Gravity	2,533
Kelarutan	7/100 gr $\text{H}_2\text{O}$

(Perry's 7<sup>th</sup> edition, table 2.1)

#### 1.4.3 Produk Utama

##### 1.4.3.1 Sodium Sulfat Dekahidrat ( $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ )

Sodium Sulfat Dekahidrat ( $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ ) yang lebih dikenal dengan nama garam Glauber atau sal mirabilis. Sodium Sulfaat banyak digunakan pada industry pembuatan deterjen dan pembuatan pulp kertas (proses kraft). Sifat fisika dan kimia dari  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  terdapat pada **Tabel 1.14**



**Tabel 1.14 Sifat Fisika dan Kimia  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$** 

Sifat Fisik	Padatan tidak berwarna, tidak berbau, stabil pada temperature kamar
Berat Molekul	322,19 g/mol
Titik Lebur	32,4 °C
Spesifik Gravity	1,46
Kemurnian	99%
Kelarutan	35,9 g/100 mL air (25 °C)

(Perry's 7th edition, table 2.1)

### 1.4.3.1 Asam Klorida (HCl)

Asam Klorida (HCl) adalah Larutan akuatik dari gas Hidrogen Klorida yang bersifat asam kuat dan merupakan komponen utama dalam asam lambung. Sifat fisika dan kimia dari HCl terdapat pada **Tabel 1.14**

**Tabel 1.15 Sifat Fisika dan Kimia HCl**

Sifat Fisik	Gas tidak berwarna
Berat Molekul	36,5 g/mol
Titik Didih	-85,034 °C
Densitas	1,5 g/L
Viskositas	0,2389 cp (0 °C)
Kelarutan	82,31/100 gr $\text{H}_2\text{O}$ bersuhu 0 °C

(Perry's 7<sup>th</sup> edition, table 2.1)



## **BAB II**

### **SELEKSI DAN URAIAN PROSES**

#### **2.1 Macam Proses**

Beberapa cara yang biasa digunakan dalam proses pembuatan Sodium sulfat yaitu :

1. Pembuatan Sodium sulfat dari *natural source*
  - Pembuatan Sodium sulfat dari air laut
  - Pembuatan Sodium sulfat dari penambangan *thenardite*
  - Pembuatan Sodium sulfat dari penambangan *mirabilite*
2. Pembuatan Sodium sulfat pada industri kimia
  - Pembuatan Sodium sulfat dari garam dan asam sulfat (proses Mannheim)
  - Pembuatan Sodium sulfat dari gas  $\text{SO}_2$  dan  $\text{O}_2$  (proses Hargreave - Robinson)
  - Pembuatan Sodium sulfat sebagai produk samping industri rayon
  - Pembuatan Sodium sulfat pada industri krom dan phenol

#### **2.1.1 Pembuatan Sodium Sulfat dari *Natural Source***

##### **2.1.1.1 Pembuatan Sodium Sulfat dari Air Laut**

Bahan baku dari proses ini adalah air laut yang mengandung Sodium sulfat (7 – 11%) dan kandungan lainnya adalah NaCl dan  $\text{MgSO}_4$ . Untuk menurunkan kelarutan Sodium sulfat dalam air laut dilakukan dengan menjenuhkannya dengan penambahan NaCl dan dipisahkan dengan pencucian menggunakan larutan NaCl. Larutan NaCl yang terdapat dalam



larutan sisa akan larut dalam larutan pencuci sedangkan sebagian besar Sodium sulfat tidak larut dalam NaCl karena kecepatan kelarutannya lebih rendah. Kemudian Sodium sulfat yang masih mengandung sedikit NaCl dipisahkan dari larutan pencuci. Selanjutnya dicuci dengan air untuk melarutkan NaCl. (Faith, WL, Keyes BD, Clark RL, 1975)

### **2.1.1.2 Pembuatan Sodium Sulfat dari Penambangan Thenardite**

Bahan tambang *thenardite* mengandung *clay*, Sodium klorida, dan garam – garam magnesium. Kandungan tersebut dihilangkan dengan *pulverizing the mine lups* hingga berukuran 10 mesh dan mencucinya dengan menggunakan larutan jenuh Sodium sulfat dan menjaga suhunya di atas 90°F. Dengan pencucian ini, kandungan *clay* dapat dihilangkan dengan sebagian besar garam – garam lain yang terikut dapat terlarutkan. Selanjutnya Sodium sulfat yang dihasilkan di-*centrifuge* dan dikeringkan untuk menghasilkan produk yang lebih murni. (Faith, WL, Keyes BD, Clark RL, 1975)

### **2.1.1.3 Pembuatan Sodium Sulfat dari Penambangan Mirabilite**

*Mirabilite* (dikenal dengan garam Glauber) adalah kristal  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  ( $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ ). Kristal ini bening seperti kaca, tidak berwarna, diperoleh melalui proses evaporasi dari Sodium sulfat. *Mirabilite* ini bersifat tidak stabil dan cepat terdehidrasi dalam udara kering. *Mirabilite* bersifat halus dengan tingkat kekerasan 1,5 – 2, dan memiliki *specific gravity* yang rendah, yaitu 1,49. *Thenardite* ( $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ) jika menyerap air akan terbentuk *mirabilite*. Sebaiknya untuk mendapatkan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  kristal *mirabilite* dicuci bersih dengan menggunakan larutan jenuh Sodium sulfat untuk

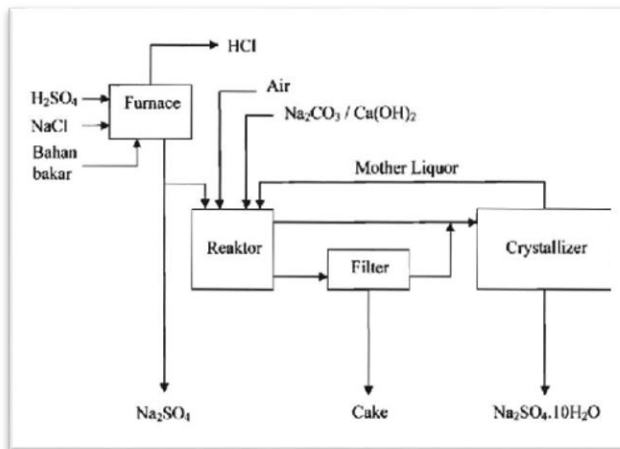
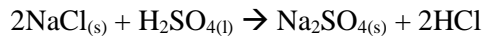


menghilangkan kandungan *clay* dan mud yang terikut pada temperatur atmosferik. (Faith, WL, Keyes BD, Clark RL, 1975)

## 2.1.2 Pembuatan Sodium Sulfat pada Industri Kimia

### 2.1.2.1 Pembuatan Sodium Sulfat dari Garam dan Asam Sulfat (Proses Mannheim)

Pada proses ini Sodium sulfat diperoleh dari reaksi antara garam Sodium klorida (NaCl) dengan asam sulfat ( $H_2SO_4$ ). Garam dan asam sulfat direaksikan pada temperatur sedikit di bawah suhu peleburannya ( $800^\circ C$ ). Reaksi ini terjadi di dalam reaktor *furnace* yang terbuat dari batu *brick*. Batu *brick* merupakan batu yang tahan terhadap panas tinggi dan korosi. Proses ini disebut dengan Mannheim. Reaksi yang terjadi pada proses ini adalah :



**Gambar 2.1** Blok Diagram Proses Mannheim

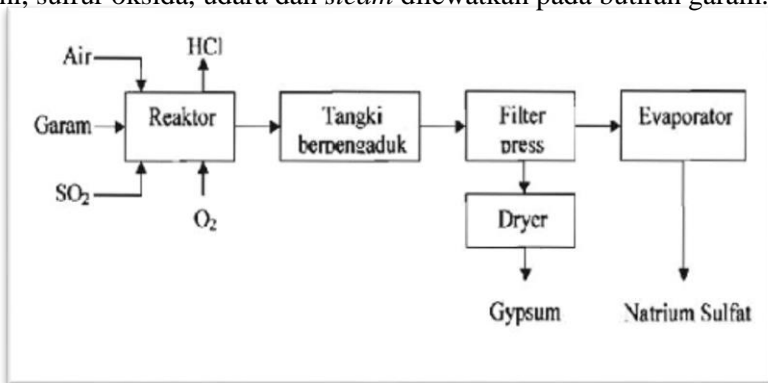
Asam klorida yang dihasilkan didinginkan dan dikondensasikan, kemudian masuk ke dalam kolom absorber. *Salt cake* (*crude* Sodium sulfat) dikeluarkan secara kontinyu dari



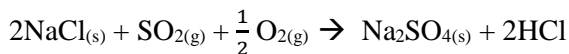
*furnace*. Apabila didinginkan garam glubber, maka *salt cake* dilarutkan dalam air panas untuk membentuk larutan 35%. Abu soda atau kapur ditambahkan untuk pengendapan besi dan alumina. Endapan dibiarkan mengendap dan larutan yang bersih dari endapan (bagian atas) dipompakan ke dalam *crystallizer*. Setelah kristalisasi, garam glubber disimpan dalam tangki tertutup untuk mencegah penguapan. *Mother liquor* dikembalikan pada tangki. (Faith, WL, Keyes BD, Clark RL, 1975)

### 2.1.2.2 Pembuatan Sodium Sulfat dari Gas SO<sub>2</sub> dan O<sub>2</sub> (Proses Hargreaves – Robinson)

Proses ini hanya dilakukan di Amerika Serikat. Pada proses ini, sulfur oksida, udara dan *steam* dilewatkan pada butiran garam.



**Gambar 2.2** Blok Diagram Proses Hargreaves – Robinson  
Persamaan reaksi yang terjadi adalah :

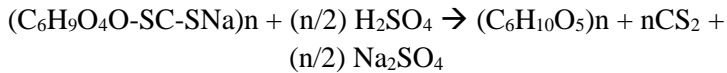


Yield dari proses ini antar 93% hingga 98%. (Faith, WL, Keyes BD, Clark RL, 1975)



### 2.1.2.3 Pembuatan Sodium Sulfat sebagai Produk Samping Industri Rayon

Pada pembuatan rayon, pengkoagulan adalah larutan yang mengandung 9 – 11% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan 20% Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> ditambah sejumlah kecil material lainnya. Selama proses Sodium sulfat diperoleh dari setiap *pound* produk rayon, dalam proses *wet spinning*. Reaksi yang terjadi adalah



Asam sulfat menguraikan *xanthate* dan menghasilkan selulosa dalam proses *wet spinning*. Sodium sulfat mengontrol kecepatan penguraian *xanthate* menjadi selulosa dan membentuk fiber. (Faith, WL, Keyes BD, Clark RL, 1975)

### 2.1.2.4 Pembuatan Sodium Sulfat pada Industri Krom dan Phenol

Bentuk lain dari *salt cake* adalah *krom cake* dan *phenol cake*. *Salt cake* yang berwarna hijau mengandung sejumlah kecil kromium. Ini terbentuk dari industri garam krom. Sedangkan *salt cake* yang berwarna kuning merupakan *by product* dari industri phenol dengan proses sulfonasi. Phenol dapat dibuat dari proses oksidasi cumene menjadi cumene hidroperoxide, diikuti dengan dekomposisi katalis asam menjadi produk yang terpecah-pecah menjadi phenol, dan *by product*. Produk diberi larutan pencuci alkalin untuk menghilangkan katalis asam dan *by product* asam organik. Setelah pencucian, produk dan larutan pencuci akan mengandung garam – garam yang terdiri dari NaOH, Sodium bisulfat, Sodium sulfat, Sodium phenat, dan Sodium karbonat. (Faith, WL, Keyes BD, Clark RL, 1975)



## 2.2 Seleksi Proses

Pra desain pabrik ini menggunakan proses industri kimia berbahan dasar Sodium klorida. Dalam seleksi proses, akan dilakukan seleksi pada dua macam proses yang paling banyak digunakan, yaitu proses Hargreaves-Robinson dan Proses Mannheim.

**Tabel 2.1** Perbandingan Proses Mannheim dan Proses Hargreaves-Robinson

*(Faith, WL, Keyes BD, Clark RL, 1975)*

Dari Tabel 2.1 di atas kami melakukan perbandingan

Aspek	Proses Mannheim	Proses Hargreaves-Robinson
Teknis	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Kontrol proses lebih mudah.</li> <li>2. Proses kontinyu.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Reaksi SO<sub>2</sub> dan O<sub>2</sub> dalam keadaan gas lebih rumit dalam perencanaannya dan kontrol prosesnya.</li> <li>2. Proses batch.</li> </ol>
Ekonomis	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Bahan baku H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> lebih murah.</li> <li>2. Tidak membutuhkan desain khusus untuk menyimpan bahan baku.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Bahan baku SO<sub>2</sub> lebih mahal, dan treatment bahan baku membutuhkan alat dan biaya yang lebih mahal.</li> </ol>

proses antara Proses Mannheim dan Proses Hargreaves-Robinson





		2. Membutuhkan desain khusus untuk menyimpan bahan baku.
Yield	98%	93-98%
Kondisi Operasi		
1. Suhu (°C)	800 1 atm	426,67 1 atm
2. Tekanan	Solid-liquid	Liquid-Gas
3. Fase	Endotermis	Eksotermis
4. Jenis Reaksi		

dengan melihat 4 aspek, yaitu : aspek teknis, aspek ekonomis, aspek yield, dan aspek kondisi operasi kedua proses yang meliputi suhu, tekanan, fase, serta jenis reaksi. Dari beberapa aspek perbandingan tersebut kami menitik beratkan pada aspek teknis dan ekonomis. Dapat dilihat bahwa pada aspek teknis Proses Mannheim lebih mudah dikontrol dan proses yang terjadi adalah kontinyu, serta pada aspek ekonomis pada Proses Mannheim mempunyai bahan baku yang relatif lebih murah dan penyimpanannya tidak memerlukan desain khusus dibandingkan dengan proses Proses Hargreaves-Robinson. Sehingga berdasarkan pertimbangan tersebut proses yang kami pilih adalah Proses Mannheim.

### 2.3 Uraian Proses Terpilih

Pada Proses Mannheim, Sodium sulfat dibuat dengan menggunakan bahan baku garam *common salt* (NaCl) yang banyak terdapat di daerah pantai hampir di seluruh wilayah Indonesia dengan komposisi yang terdiri atas NaCl, CaCl<sub>2</sub>, MgSO<sub>4</sub>, CaSO<sub>4</sub>.

Departemen Teknik Kimia Industri  
Fakultas Vokasi

Pabrik Sodium Sulfat Dehidrat dari  
Asam Sulfat dan Sodium Klorida  
Dengan Menggunakan Proses Mannheim



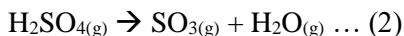
H<sub>2</sub>O, dan zat pengotor. Garam ini kemudian diolah untuk membuat Sodium sulfat dengan uraian proses sebagai berikut.

### 2.3.1 Tahap Reaksi

NaCl dari *storage* (F-111) dipindahkan menuju ball mill (C-112) untuk mengecilkan ukuran kristal NaCl, kemudian dipindahkan dengan *belt conveyor* (J-113) menuju *furnace* (Q-110) dengan temperatur operasi 800°C. Larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 98% dipompa oleh pompa (L-115) dari *storage* (F-114) menuju *furnace* (Q-110). Kedua bahan baku tersebut dipanaskan secara bertahap dimana reaksi terjadi dalam fase *solliq-liquid*

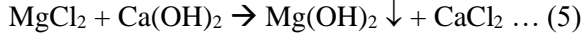


Konversi total yang diinginkan dari reaksi di atas adalah 98% dengan *limiting* reaktan adalah H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Karena H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> berada pada kondisi di atas suhu titik didihnya yaitu 340°C maka H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> terdekomposisi menurut reaksi sebagai berikut.



*Slurry* Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan campuran garam (CaSO<sub>4</sub>, MgSO<sub>4</sub>, MgCl<sub>2</sub>, dan pengotor) yang keluar dari *furnace* (Q-110) kemudian dialirkan menuju reaktor (R-120) dengan menggunakan *screw conveyor* (J-118). Di dalam *screw conveyor* (J-118), *slurry* Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan campuran garam dikontakkan dengan udara secara langsung untuk menurunkan temperaturnya, kemudian dialirkan menuju tangki intermediate (F-121). Selanjutnya dialirkan menuju reactor (R-120). Setelah itu, *Slurry* Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan campuran garam direaksikan dengan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> dan Ca(OH)<sub>2</sub> untuk mengikat campuran garam dengan penambahan H<sub>2</sub>O *water process* sebagai pelarut di dalam Reaktor pencampur (R-210) dengan reaksi sebagai berikut.

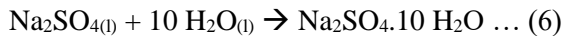




Campuran yang terbentuk kemudian dipompa (L-127) menuju tangki intermediate (F-128) sebelum akhirnya dialirkan dan dipisahkan dengan *filter press* (H-212). *Cake* dibuang ke unit pengolahan limbah, sedangkan filtrat yang dihasilkan dipompa dengan pompa (L-213) menuju tangki intermediate (F-214).

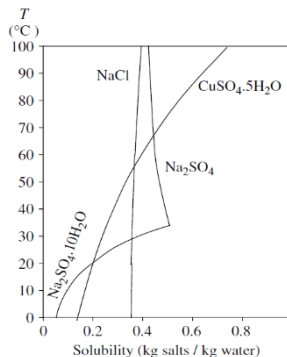
### 2.3.2 Tahap Kristalisasi

Selanjutnya larutan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  dikristalisasi dengan reaksi sebagai berikut:



Kristal  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$  dapat dibentuk dengan jalan kristalisasi larutan dengan menurunkan suhunya sampai suhu kristalisasinya ( $5^\circ\text{C}$ ) dalam *crystallizer* (X-210) dengan media pendingin yaitu *ammonia* dengan suhu  $-25^\circ\text{C}$ .

Kurva pembentukan inti kristal  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$  dapat dilihat di bawah ini.



**Gambar 2.3** Kurva Pembentukan Inti Kristal Beberapa Jenis Garam

(Robin Smith, 2005)



Dapat terlihat bahwa untuk solubility  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$  sebesar 0,05 kg/kg air suhu kristalisasi untuk membuat inti kristal terbentuk adalah sebesar 5 °C.

### 2.3.3 Tahap Pengeringan

Kristal  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$  yang keluar dari *crystallizer* (X-210) dipindahkan menuju *centrifuge* (H-216) untuk memisahkan kristal yang telah terbentuk dengan *mother liquor*. Sebagian *mother liquor* dialirkan menuju *waste water treatment* dan sebagian *direcycle* kembali ke reactor (R-120). Kristal  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$  kemudian dipindahkan ke *rotary dryer* (B-320) dengan menggunakan *belt conveyor* (J-221). Udara yang digunakan untuk mengeringkan Kristal selanjutnya dialirkan menuju *cyclone* (H-223) sebelum akhirnya dibuang ke atmosfer. Kristal  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$  yang tertangkap oleh *cyclone* kemudian dialirkan menuju *screen* (H-225). Kristal kering yang keluar dari *rotary dryer* kemudian dialirkan menggunakan *bucket elevator* (J-224) menuju *screen* (H-225) yang berukuran 200 mesh. Kristal yang tidak sesuai ukurannya kemudian diseragamkan ukurannya dengan menggunakan mill (C-226). Selanjutnya kristal disaring kembali dengan menggunakan *screen* (H-225) dan diteruskan ke bin *storage* (F-227).

### 2.3.4 Tahap Pengolahan Gas

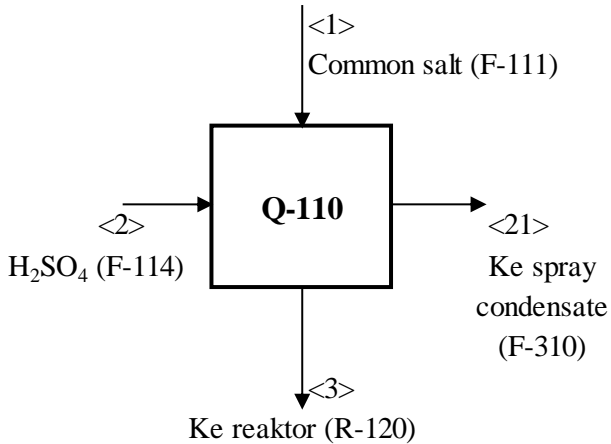
Gas yang dihasilkan dari reaksi pembentukan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  keluar dari *furnace* berupa campuran gas HCl,  $\text{SO}_3$ , dan  $\text{H}_2\text{O}$  yang kemudian dialirkan ke *spray condenser* (F-310) untuk menangkap hasil samping gas dari furnace (Q-110) sehingga dapat menghasilkan HCl dalam fase liquid. HCl dalam fase liquid kemudian disimpan dalam tangki penyimpanan (F-312).

## BAB III NERACA MASSA

Kapasitas : 90000 ton/tahun = 11363.64 kg/jam  
 Waktu Operasi : 330 hari/tahun  
 Basis Perhitungan : 1 jam operasi  
 Konversi reaksi : 98% mol  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$ /mol NaCl

### 3.1 Furnace (Q-110)

Fungsi : Mereaksikan NaCl dengan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  untuk membentuk  $\text{Na}_2\text{SO}_4$



**Tabel 3.1** Neraca Massa Furnace (Q-110)

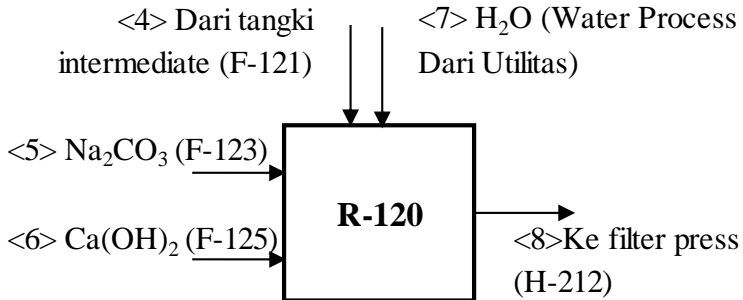
Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)	
	<1>	<2>	<3>	<21>
NaCl	4385.70		87.71	
CaCl <sub>2</sub>	32.54		32.54	
CaSO <sub>4</sub>	18.41		18.41	



MgSO <sub>4</sub>	1.80		1.80	
H <sub>2</sub> O	28.35	74		117.20
Impurities	33.21		33.21	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		3626		
SO <sub>3</sub>				65.99
HCl				2636.64
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>			5206.51	
<b>Total</b>	4500	3700	5380.17	2819.83
		<b>8200</b>		<b>8200</b>

### 3.2 Reaktor (R-120)

Fungsi : Mereaksikan campuran garam dalam sodium sulfat dengan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> dan Ca(OH)<sub>2</sub>.



**Tabel 3.2** Neraca Massa Reaktor (R-120)

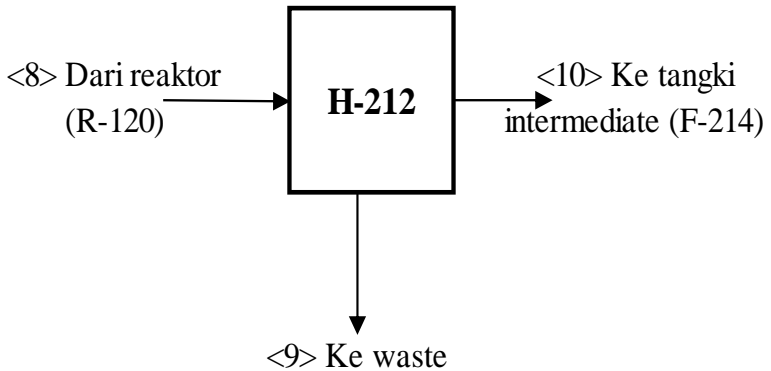
Komponen	Masuk (kg)				Keluar (kg)
	<4>	<5>	<6>	<7>	<8>
NaCl	87,71				122,56
CaCl <sub>2</sub>	32,54				



CaSO <sub>4</sub>	18,41				
MgSO <sub>4</sub>	1,80				
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5206,51				5228,13
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>		47,86			
Ca(OH) <sub>2</sub>			1,11		
H <sub>2</sub> O				9508,39	9508,39
CaCO <sub>3</sub>					44,36
Mg(OH) <sub>2</sub>					0,87
Impurities	33,21				33,21
<b>Total</b>	5380,17	47,86	1,11	9508,39	14937,52
	<b>14937,52</b>				<b>14937,52</b>

### 3.3 Filter Press (H-212)

Fungsi : Memisahkan endapan campuran garam dan *impurities* dengan larutan Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>



**Tabel 3.3** Neraca Massa Filter Press (H-212)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<8>	<10>	<9>
NaCl	122,56	122,56	

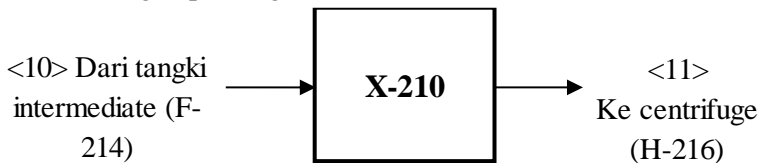


*BAB III Neraca Massa*

Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5228,13	5228,13	
CaCO <sub>3</sub>	44,36		44,36
H <sub>2</sub> O	9508,39	9413,30	95,08
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,87		0,87
Impurities	33,21	33,21	
<b>Total</b>	14937,52	14797,20	140,32
	<b>14937,52</b>		<b>14937,52</b>

### 3.4 Crystallizer (X-210)

Fungsi : Mengkristalkan larutan Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> menjadi Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.10H<sub>2</sub>O dengan pendingin ammonia



**Tabel 3.4** Neraca Massa Crystallizer (X-210)

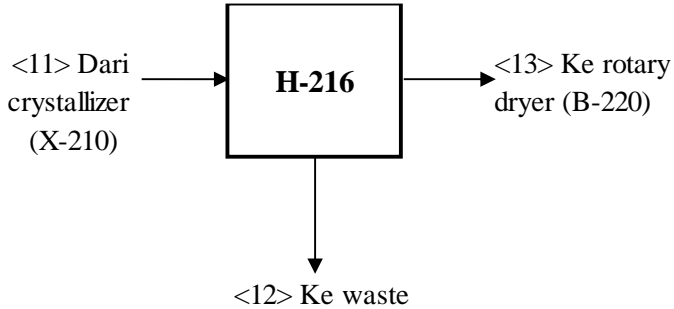
Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<10>	<11>
NaCl	122,56	122,56
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5228,13	63,88
H <sub>2</sub> O	9413,30	2955,24
Impurities	33,21	33,21
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .10H <sub>2</sub> O		11622,32
<b>Total</b>	<b>14797,20</b>	<b>14797,20</b>





### 3.5 Centrifuge (H-213)

Fungsi : Memisahkan kristal  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  dengan larutan yang tidak terkristalkan oleh crystallizer



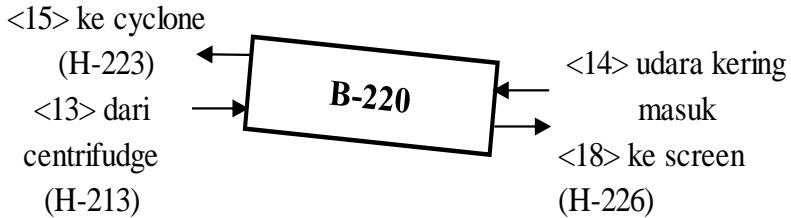
**Tabel 3.5** Neraca Massa Centrifuge (H-216)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<11>	<12>	<13>
NaCl	122,56	73,21	49,35
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	63,88	38,16	25,72
$\text{H}_2\text{O}$	2955,24	1765,23	1190,01
Impurities	33,21	19,84	13,37
$\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	11622,32	116,22	11506,09
<b>Total</b>	14797,20	2012,65	12784,55
	<b>14797,20</b>	<b>14797,20</b>	



### 3.6 Rotary Dryer (B-220)

Fungsi : Meringinkan kristal  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  dengan udara kering



**Tabel 3.6** Neraca Massa Rotary Dryer (B-220)

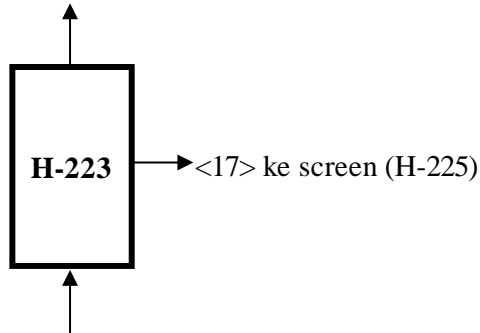
Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)	
	<13>	<14>	<15>	<18>
NaCl	49,35		0,49	48,86
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	25,72		0,26	25,47
$\text{H}_2\text{O}$	1190,01	54,98	1207,91	37,08
Impurities	13,37		0,13	13,24
$\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	11506,09		115,06	11391,03
Udara kering		36653,59	36653,59	
<b>Total</b>	12784,55	36708,57	37977,44	11515,67
	<b>49493,11</b>		<b>49493,11</b>	



### 3.7 Cyclone (H-223)

Fungsi : Memisahkan udara kering yang keluar dari Rotary Dryer dengan partikel-partikel yang terangkut

<16> Ke atmosfer



<15> dari rotary dryer (B-220)

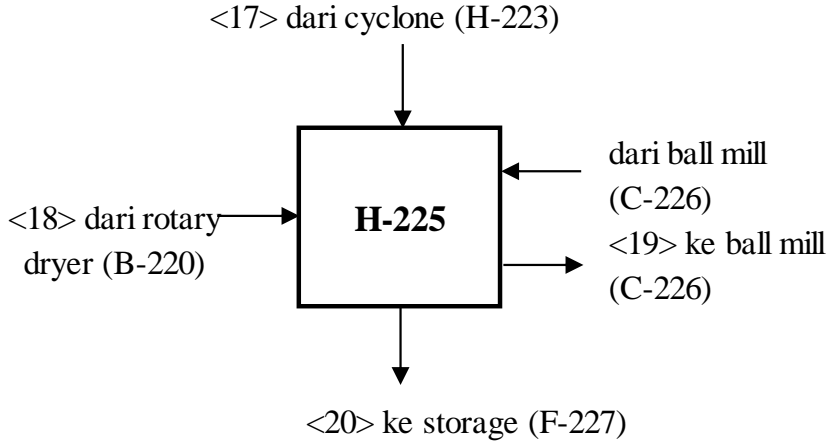
**Tabel 3.7** Neraca Massa Cyclone (H-223)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<15>	<16>	<17>
NaCl	0,49	0,07	0,42
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,26	0,04	0,22
H <sub>2</sub> O	1207,91	1207,68	0,24
Impurities	0,13	0,02	0,11
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .10H <sub>2</sub> O	115,06	17,26	97,80
Udara	36653,59	36653,59	
<b>Total</b>	<b>37977,44</b>	37878,65	98,79
		<b>37977,44</b>	



### 3.8 Screen (H-225)

Fungsi : Menyeragamkan ukuran kristal  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  dengan ukuran 200 mesh



**Tabel 3.8** Neraca Massa Screen (H-225)

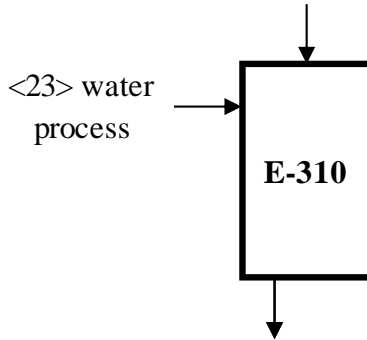
Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)	
	<17>	<18>	<19>	<20>
NaCl	0,42	48,86	44,35	4,93
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	0,22	25,47	23,12	2,57
$\text{H}_2\text{O}$	0,24	37,08	33,58	3,73
Impurities	0,11	13,24	12,02	1,34
$\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	97,80	11391,03	10339,95	1148,88
<b>Total</b>	98,79	11515,67	10453,02	1161,45
	<b>11614,46</b>		<b>11614,46</b>	



### 3.9 Spray Condenser (E-310)

Fungsi : Mengubah fase HCl dari gas menjadi liquid dengan penyemprotan air

<21> dari furnace (Q-110)



<24> ke storage tank (F-312)

**Tabel 3.9** Neraca Massa Spray Condenser (E-310)

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<21>	<23>	<24>
H <sub>2</sub> O	117,20	5500,51	5602,86
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>			80,84
SO <sub>3</sub>	65,99		
HCl	2636,64		2636,64
<b>Total</b>	2819,83	5500,51	8320,34
	<b>8320,34</b>		<b>8320,34</b>



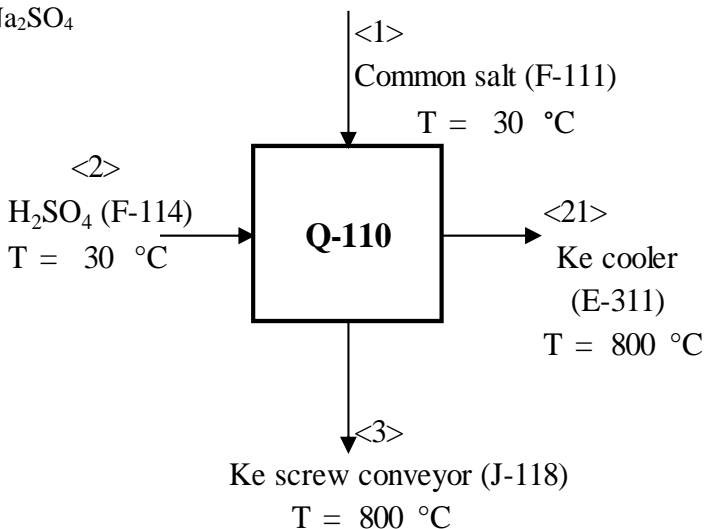
*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas : 90000 ton/tahun = 11363.64 kg/jam  
 Waktu Operasi : 330 hari/tahun  
 Basis Perhitungan : 1 jam operasi  
 Konversi reaksi : 98% mol  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$ /mol NaCl

### 4.1 Furnace (Q-110)

Fungsi : Mereaksikan NaCl dengan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  untuk membentuk  $\text{Na}_2\text{SO}_4$



**Tabel 4.1** Neraca Panas *Furnace* (Q-110)

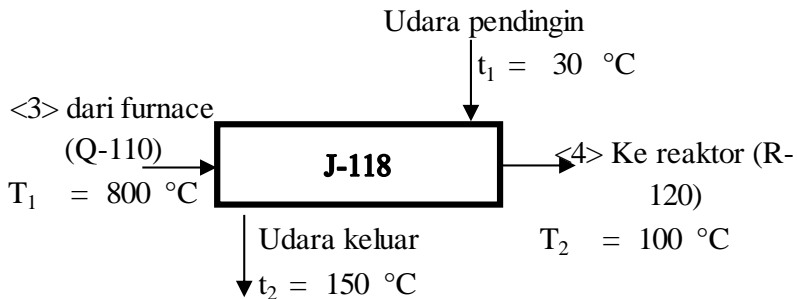
Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
Panas dari fuel ( $Q_{\text{fuel}}$ )	1776259,17	
Enthalpy masuk furnace	8588,11	
Enthalpy keluar ke cooler		751458,18
Enthalpy keluar ke screw conveyor		940458,25



Total panas hilang ( $Q_{\text{loss}}$ )		89242,36
Panas reaksi ( $\Delta r_{\text{xn}}$ )		3688,48
<b>TOTAL</b>	<b>1784847,28</b>	<b>1784847,28</b>

#### 4.2 Screw Conveyor (J-118)

Fungsi : Mengalirkan dan mendinginkan *Slurry*  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  menuju tangki penampung sementara sebelum akhirnya dialirkan ke reaktor



**Tabel 4.2** Neraca Panas *Screw Conveyor* (J-118)

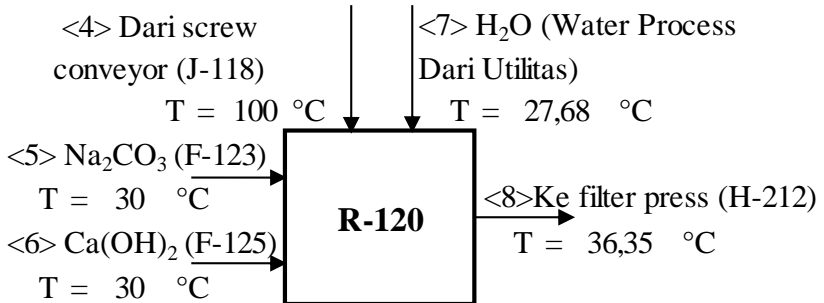
Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
Enthalpy masuk dari furnace	940458,25	
Enthalpy pendingin udara masuk	35403,10	
Enthalpy ke reaktor		90783,75
Enthalpy pendingin udara keluar		885077,60
<b>TOTAL</b>	<b>975861,36</b>	<b>975861,36</b>





**4.3 Reaktor (R-120)**

Fungsi : Mereaksikan campuran garam dalam sodium sulfat dengan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  dan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ .



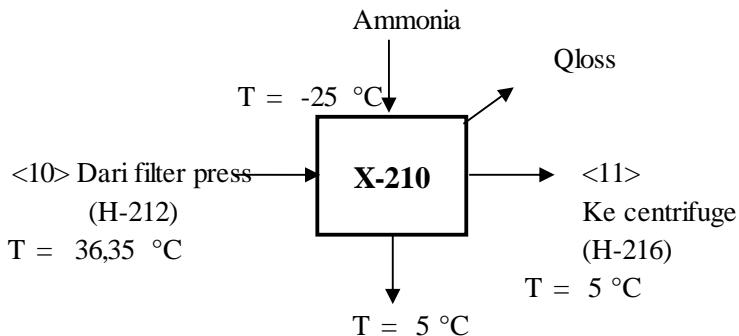
**Tabel 4.3 Neraca Panas Reaktor (R-120)**

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
Enthalpy masuk dari screw conveyor	90783,75	
Enthalpy masuk <5>, <6>, dan <7>	25735,54	
Total Panas reaksi ( $\Delta r_{xn}$ )		-5195,44
Enthalpy keluar ke filter press		121714,74
<b>TOTAL</b>	<b>116519,30</b>	<b>116519,30</b>



#### 4.4 Crystallizer (X-210)

Fungsi : Mengkristalkan larutan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  menjadi  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  dengan pendingin ammonia



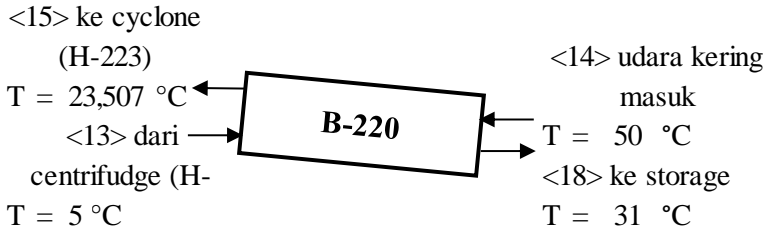
**Tabel 4.4** Neraca Panas *Crystallizer* (X-210)

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
Enthalpy masuk	461124,67	
$\Delta H$ amoniak masuk	-1468393,23	
Enthalpy keluar ke centrifuge		-363683,20
$\Delta H$ amoniak keluar		-592139,47
Total panas reaksi ( $\Delta_{\text{rxn}}$ )		-1082,45
Total panas hilang ( $Q_{\text{loss}}$ )		-50363,43
<b>TOTAL</b>	<b>-1007268,56</b>	<b>-1007268,56</b>



**4.5 Rotary Dryer (B-220)**

Fungsi : Mengeringkan kristal  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  dengan udara kering



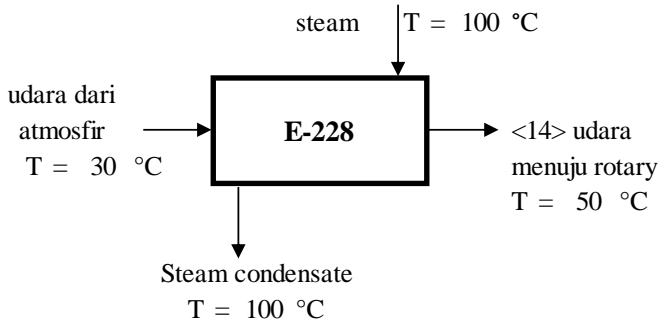
**Tabel IV.5 Neraca Panas Rotary Dryer (B-220)**

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
$\Delta H$ aliran dari centrifuge	-153685,66	
$\Delta H$ udara masuk	955598,12	
$\Delta H$ aliran menuju storage		38335,99
$\Delta H$ aliran menuju cyclone		723480,85
$Q_{\text{loss}}$		40095,62
<b>TOTAL</b>	<b>801912,46</b>	<b>801912,46</b>



#### 4.6 Heater (E-228)

Fungsi : Memanaskan udara yang akan digunakan sebagai media pengering rotary dryer



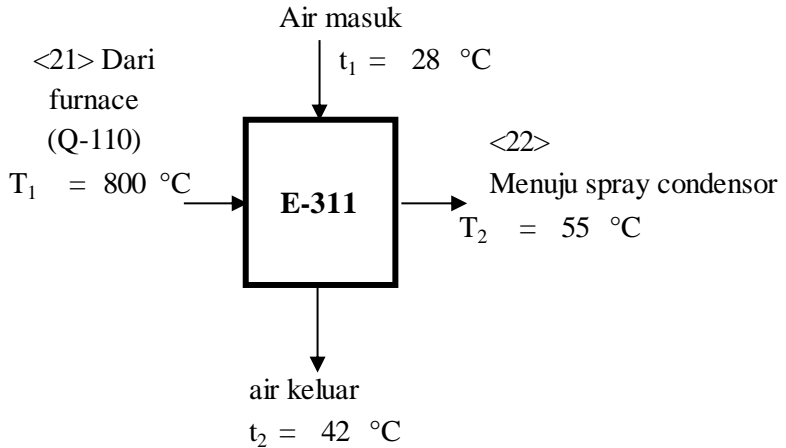
**Tabel 4.6** Neraca Panas Heater (E-228)

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
$\Delta H$ udara dari atmosfer	10019,41	
Q steam	42725,08	
$\Delta H$ aliran menuju rotary dryer		50107,26
Qloss		2637,22
<b>TOTAL</b>	<b>52744,49</b>	<b>52744,49</b>



#### 4.7 Cooler (E-311)

Fungsi : Mendinginkan gas hasil samping dari furnace sebelum masuk ke spray condensor



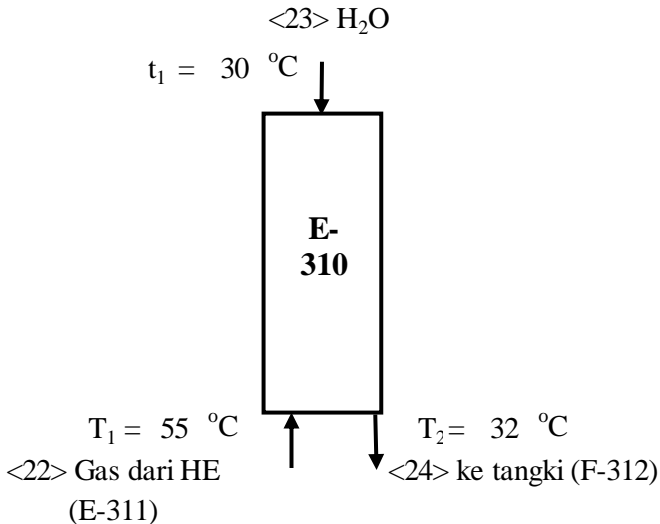
**Tabel 4.7** Neraca Panas Cooler (E-311)

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
Enthalpy masuk HE	751458,18	
Enthalpy air masuk	156306,44	
Enthalpy menuju spray condensate		22028,13
Enthalpy air keluar		885736,48
<b>TOTAL</b>	<b>907764,62</b>	<b>907764,62</b>



### 4.8 Spray Condenser (E-310)

Fungsi : Mengubah fase HCl dari gas menjadi liquid dengan penyemprotan air



**Tabel 4.8** Neraca Panas *Spray Condenser* (E-310)

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
Enthalpy aliran feed	22028,13	
Enthalpy water process	27502,56	
Enthalpy HCl menuju storage		47079,23
Panas kelarutan HCl		0,45
Enthalpy pembentukan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		-25,55
Q <sub>loss</sub>		2476,56
<b>TOTAL</b>	49530,69	49530,69

## **BAB V**

### **SPESIFIKASI ALAT**

#### **5.1 Bin NaCl (F-111)**

Kode Alat	: F-111
Fungsi	: Sebagai tempat penampungan bahan baku NaCl dalam bentuk kristal
Tipe	: Bin
Bentuk	: Siliinder dengan tutup atas <i>dished head</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285A</i>
Tipe Las	: <i>Double Welded Butt Joined</i>
Total Material	: 36000 kg
Kapasitas Tangki	: 620 ft <sup>2</sup>
Jumlah	: 1 unit
Tinggi Shell Bin	: 12 ft
Tinggi Konis	: 1 ft
Diameter Tangki	: 8 ft
Tebal Silinder	: 0.06 in
Tebal Tutup Bawah	: 0.06 in

#### **5.2 Tank H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (F-114)**

Kode Alat	: F-114
Fungsi	: Sebagai tempat penampungan bahan baku H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> dalam bentuk <i>liquid</i>
Tipe	: Bin
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas <i>dished head</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285A</i>




---

**BAB V Spesifikasi Alat**


---

Tipe Las	: <i>Double Welded Butt Joined</i>
Total Material	: 29600 kg
Kapasitas Tangki	: 620 ft <sup>2</sup>
Jumlah	: 1 unit
Tinggi Shell Bin	: 12 ft
Tinggi Konis	: 1 ft
Diameter	: 8 ft
Tebal Silinder	: 0.06 in
Tebal Tutup Bawah	: 0.06 in

**5.3 Furnace (Q-110)**

Kode Alat	: Q-110
Fungsi	: Memanaskan dan mereaksikan NaCl dengan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Tipe	: <i>Lobo and Evans</i>
Tipe Tangki	: <i>Cylindrical-Conical Roof-Flat Bottom Tank</i>
Jumlah Tangki	: 1 unit
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel TP-304</i>
Kapasitas Tangki	: 170 bbl
Tinggi tangki	: 12 ft
Diameter Tangki	: 10 ft
Tebal <i>Shell per Course</i>	
<i>Course 1</i>	: 13/16 in
<i>Course 2</i>	: 5/16 in
Tinggi <i>Head</i> tangki	: 0.4 ft
Tebal <i>Head</i> Tangki	: 1 in





---

**5.4 Screw Conveyor (J-118)**

Kode Alat	: J-118
Fungsi	: Untuk memindahkan <i>Slurry</i> $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ke <i>Mixed Reactor</i>
Kapasitas	: 10 ton/jam
Dimensi	
Diameter <i>flight</i>	: 10 in
Diameter pipa tengah	: 2.5 in
Diameter <i>shaft</i>	: 2 in
Panjang <i>Hanger</i> penyangga	: 10 ft
Diameter lubang <i>feed</i>	: 9 in
Panjang <i>Screw Conveyor</i>	: 30 ft
Kecepatan Putar	: 55 r/min
Power	: 1.69 hp

**5.5 Reaktor (R-120)**

Kode Alat	: R-120
Fungsi	: Melarutkan bahan dengan air dan menambahkan koagulan
Tipe	: <i>Cylindrical-Conical Roof-Flat</i> <i>Bottom Tank</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 D</i>
Kapasitas Tangki	: 170 bbl
Tinggi Tangki	: 12 ft
Diameter Tangki	: 10 ft
Tebal <i>Shell</i> per <i>Course</i>	
<i>Course 1</i>	: 3/16 in
<i>Course 2</i>	: 3/16 in
Tinggi <i>Head</i> Tangki	: 1/2 ft
Tebal <i>Head</i> Tangki	: 4/16 in
Diameter Pengaduk	: 5 ft

---



### BAB V Spesifikasi Alat

---

Power Pengaduk	: 2 hp
Diameter Pipa ( <i>Inlet</i> )	: 5 in, Schedule No. 40
Diameter Pipa ( <i>Outlet</i> )	: 3 in, Schedule No. 40

#### 5.6 Filter Press (H-212)

Kode Alat	: H-212
Fungsi	: Memisahkan endapan $Mg(OH)_2$ dan $CaCO_3$ dari <i>Slurry</i>
Tipe	: <i>Horizontal Plate and Frame</i>
Bahan <i>Plate</i>	: <i>Cast Iron</i>
Dimensi	
Luas <i>Filter</i>	: 0.09 m <sup>2</sup>
Jumlah <i>Frame</i>	: 22 buah
Jumlah <i>Plate</i>	: 21 buah
Jumlah	: 1 unit

#### 5.7 Crystallizer (X-210)

Kode Alat	: X-210
Fungsi	: Mengkristalkan Larutan $Na_2SO_4$ menjadi $Na_2SO_4 \cdot 10H_2O$
Tipe	: <i>Swenson-Walker Crystallizer</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	: 404.49 ft <sup>3</sup>
Diameter	: 1.59 m
Panjang	: 6.1 m
Tipe Pengaduk	: <i>Helical scrapper</i>
Kecepatan Pengaduk	: 0.5 rpm
Power	: 9 hp
Luas Pendingin	: 39.12 m <sup>2</sup>
Jumlah	: 1 unit

**5.8 Centrifuge (H-216)**

Kode Alat	: H-216
Fungsi	: Memisahkan kristal $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ dengan larutannya
Tipe	: <i>Disk Bowl</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel</i> Tipe 304 Grade 3
Kapasitas	: 14797.20 kg/jam
Diameter	: 13 in
Kecepatan Putar	: 7500 rpm
Daya	: 6 hp
Gaya Centrifugal maks	: 10400
Jumlah	: 1 unit

**5.9 Rotary Dryer (B-220)**

Kode Alat	: B-220
Fungsi	: Meringkakan Kristal $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ dengan udara kering
Tipe	: <i>Single Shell Direct Heat Rotary Dryer</i>
Laju Alir <i>Solid</i>	: 12784.55 kg/jam
Laju Alir Udara	: 36708.57 kg/jam
Diameter	: 2.08 m
Panjang	: 4.2 m
Tebal <i>Shell</i>	: 3/16 in
Sudut Kemiringan	: 11°
<i>Time of passes</i>	: 1.66 menit
Jumlah <i>flight</i>	: 88.1 hp
Jumlah	: 1 unit



### 5.10 Spray Condenser (B-310)

Kode Alat	: B-310
Fungsi	: Mengubah fase hasil samping (HCl) dari gas menjadi <i>liquid</i>
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas <i>dished head</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Austentic Stainless Steel (AISI) 304</i>
Tipe Las	: <i>Double Welded Butt Joined</i>
Total Material	: 66562.71 kg
Kapasitas Tangki	: 2789 ft <sup>2</sup>
Jumlah	: 1 unit
Dimensi <i>Vessel</i>	
Tinggi <i>Shell Vessel</i>	: 24 ft
Tinggi Konis	: 2 ft
Diameter Tangki	: 12 ft
Tebal Silinder	: 0.06 in
Tebal Tutup Bawah	: 0.06 in
Dimensi <i>Nozzle</i>	
<i>Nominal Pipe Size</i>	: 2.5 in
ID	: 2.47 in
OD	: 7 in
Lebar <i>Flange</i>	: 3.56 in
Tebal <i>Flange</i>	: 0.88 in
Tinggi <i>Nozzle</i>	: 2.75 in
A	: 4.79 in <sup>2</sup>

**5.11 Blower (G-116)**

Kode Alat	: G-116
Fungsi	: Menghembuskan Udara ke Alat Utama
Tipe	: <i>Single-Stage Centrifugal</i>
Kapasitas	: 21.89 kg/min
Power	: 4 kW
Jumlah	: 2 unit

**5.12 Pompa (L-115)**

Kode Alat	: L-115
Fungsi	: Mengalirkan Fluida Dari Alat Satu ke Alat yang Lain
Tipe	: Pompa Sentrifugal
Dimensi	
Dimensi Pipa Masuk	: 8 in
Dimensi Pipa Keluar	: 8 in
Power Pompa	: 7 hp
Jumlah	: 7 unit

**5.13 Belt Conveyor (J-113)**

Kode Alat	: J-113
Fungsi	: Memindahkan Bahan (Padatan) dari Alat Satu ke Alat yang lain
Kapasitas	: 4.5 ton/jam
Dimensi <i>Belt Conveyor</i>	
Panjang <i>Belt Conveyor</i>	: 20 ft
Lebar <i>Belt Conveyor</i>	: 14 in
<i>Cross Section</i>	: 0.1 ft <sup>2</sup>
<i>Belt plies</i>	: 3
<i>Belt speed</i>	: 200 ft/min



### *BAB V Spesifikasi Alat*

---

Power	: 3 kW
Jumlah	: 4 unit

#### **5.14 Bucket Elevator (J-224)**

Kode Alat	: J-224
Fungsi	: Mengangkut Kristal $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ dari <i>Rotary Dryer</i> Menuju <i>Screen</i>
Tipe	: <i>Continuous Bucket Elevator</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 unit
Dimensi <i>Bucket Elevator</i>	
Tinggi <i>Elevator</i>	: 25 ft
Ukuran <i>Bucket</i>	: 6 x 4 x 4 ¼ in
Jarak Antar <i>Bucket</i>	: 12 in
<i>Bucket Speed</i>	: 225 ft/min
Lebar <i>Belt</i>	: 7 in
Kecepatan Putar	: 43 rpm
Efisiensi	: 80%
Power Poros	: 1 Hp
Power Total	: 1.9 Hp

#### **5.15 Cyclone (H-223)**

Kode Alat	: H-223
Fungsi	: Memisahkan partikel yang terangkut udara dari <i>Rotary Dryer</i>
Kecepatan Gas Masuk	: 20 m/s
Dimensi <i>Cyclone</i>	
Bc	: 0.35 m
Dc	: 1.40 m



De	: 0.70 m
Hc	: 0.70 m
Lc	: 2.81 m
Sc	: 0.17 m
Zc	: 2.81 m
Jc	: 0.35 m
Jumlah	: 1 unit

**5.16 Screen (H-225)**

Kode Alat	: H-225
Fungsi	: Menyeragamkan ukuran Kristal Sodium Sulfat sampai ukuran 200 mesh
Tipe	: <i>Vibrating Screen</i>
Luas <i>Screen</i>	: 23.64 ft <sup>2</sup>
Jumlah	: 1 Unit

**5.17 Ball Mill (C-226)**

Kode Alat	: C-226
Fungsi	: Mengecilkan dan menyeragamkan ukuran Kristal Sodium Sulfat
Tipe	: <i>Marcy Ball Mills</i>
Ukuran	: 9 x 7 ft
<i>Ball charge</i>	: 30 ton
<i>Mill Speed</i>	: 20 rpm
Power	: 345 hp

**5.18 Heater (E-228)**

Kode Alat	: E-228
Fungsi	: Memanaskan udara sebelum

---




---

*BAB V Spesifikasi Alat*


---

	masuk Rotary Dryer
Tipe	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 C</i>
Jumlah	: 1 unit
Jumlah <i>Hairpin</i>	: 2 hairpin
Dimensi	
Luas Area	: 0.75 ft
<i>Outer Pipe</i>	: 2 ½ IPS
<i>Inner Pipe</i>	: 1 ¼ IPS
ID ( $D_2$ )	: 2.47 in
OD ( $D_1$ )	: 1.66 in
ID ( $D$ )	: 1.38 in
<i>Length</i>	: 12 ft
$a_{\text{annulus}}$	: 2.63 in <sup>2</sup>
$a_{\text{pipe}}$	: 1.5 in <sup>2</sup>
$d_e$	: 2.02 in
$d'e$	: 0.81 in



## **BAB VI UTILITAS**

Utilitas merupakan sarana penunjang dari suatu proses utama pada pabrik. Oleh karena itu, utilitas memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas yang dibutuhkan dalam Pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat adalah:

1. Air  
Air yang digunakan pada pabrik ini yaitu air proses, air cooling, dan air sanitasi
2. Refrigerator  
Refrigerator diperlukan untuk mendinginkan ammonia yang selanjutnya digunakan untuk media pendingin pada crystallizer
3. Listrik  
Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari beberapa peralatan proses maupun untuk kegiatan perkantoran
4. Bahan bakar  
Bahan bakar dibutuhkan pada furnace reaktor.

### **6.1 Unit Penyediaan Air**

Sumber air pabrik diperoleh dari air Sungai Brantas. Pengolahan air sungai adalah sebagai berikut:

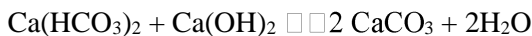
#### **1. Penyaringan awal**

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus mengalami pembersihan awal agar proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Air sungai dilewatkan strainer (penyaringan awal) berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah dan sebagainya. Kemudian dialirkan ke bak koagulasi dan flokulasi.



## 2. Koagulasi dan Flokulasi

Tahap ini bertujuan untuk mengendapkan suspensi partikel koloid yang tidak terendapkan karena ukurannya sangat kecil dan muatan listrik pada permukaan partikel yang menimbulkan gaya tolak menolak antara partikel koloid. Untuk mengatasi masalah tersebut air dialirkan menuju tangki koagulasi dengan pengadukan cepat dan dilakukan penambahan koagulan berupa larutan kapur yang dapat memecahkan kestabilan yang ditimbulkan oleh muatan listrik tersebut. Kemudian, air dari tangki koagulasi dialirkan secara over flow kedalam tangki flokulasi dengan pengadukan lambat dan dilakukan penambahan flokulan berupa polyelektrolit. Partikel-partikel koloid yang tidak stabil akan saling berkaitan sehingga terbentuk flok dengan ukuran besar dan mudah terendapkan. Setelah itu, air dari tangki flokulasi dialirkan secara overflow kedalam clarifier. Berikut reaksi kimia di tangki koagulasi :



Kapur mengubah Ca bikarbonat yang larut dalam air menjadi Ca karbonat yang tidak larut dalam air (mengendap).



## 3. Clarifier

Tahap ini dilakukan dengan memakai alat pulsator untuk mendapatkan flok yang terbentuk pada proses flokulasi dan koagulasi pada zona-zona pengendapan di alat tersebut. Air yang bersih menuju proses filtrasi sedangkan lumpur atau flok-flok yang terbentuk masuk ke dalam bak penampung lumpur.

## 4. Filtrasi

Tahap ini dilakukan dengan menggunakan Activated Carbon Filter untuk menyerap organic matter, klorin dan



suspended solid dalam air. Pembersihan filter dilakukan dengan meregenerasi karbon aktif dengan menggunakan NaOH dengan metode backwashing. Keluar dari Activated Carbon Filter, air tersebut sudah sesuai spesifikasi yaitu soft water. Air dari tahap ini disimpan dalam tangki penampung air bersih yang akan dialirkan menggunakan pompa ke unit air sanitasi, ke cooling tower, dan unit air proses.

#### 5. Unit Air Sanitasi

Pada Unit Air Sanitasi, air ditambahkan dengan kaporit untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amoeba, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi.  $\text{Ca}(\text{ClO})_2$  atau kaporit berperan sebagai desinfektan yang berfungsi untuk mencegah berkembang biaknya bakteri pada sistem distribusi air sanitasi. Kaporit adalah zat kimia yang sering dipakai karena harganya murah dan mempunyai daya desinfeksi sampai beberapa jam setelah pembubuhannya. Klorin dalam air membentuk asam hipoklorit, reaksinya adalah sebagai berikut:



Asam hipoklorid pecah sesuai reaksi berikut:



#### 6. Unit Air Cooling

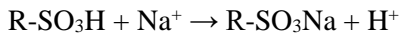
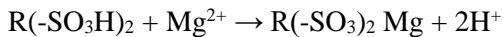
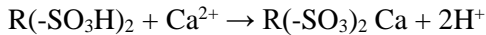
Air cooling diambil dari air softening yang kemudian dialirkan menuju cooling tower. Air cooling digunakan untuk media pendingin dari condensor pada unit refrigerator.

#### 7. Unit air Proses

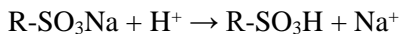
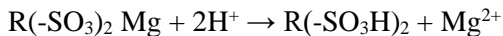
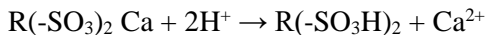
Air proses yang digunakan pada pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat merupakan air yang telah melalui proses ion exchange dengan menggunakan resin kation, decarbonator, dan resin anion. Air yang dihasilkan diharapkan dapat bebas dari kandungan mineral seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ , dan lain-



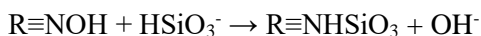
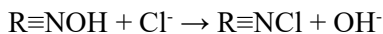
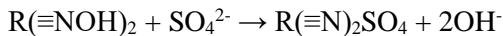
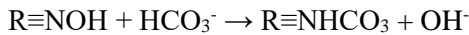
lain yang dapat mengganggu proses. Proses pertama yaitu proses *cation exchange* yang akan mengikat  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ , dan  $\text{Na}^+$ , dengan menukarkan ion tersebut dengan ion  $\text{H}^+$  melalui resin kation. Reaksinya dapat dituliskan sebagai berikut:



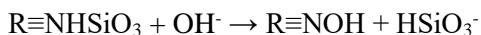
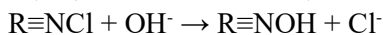
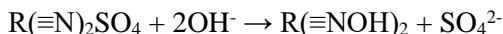
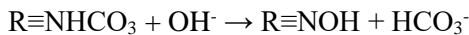
Resin kation yang telah mencapai titik jenuhnya harus diregenerasi dengan menggunakan larutan HCl, reaksi regenerasinya dapat dituliskan sebagai berikut:



Kemudian air dialirkan menuju decarbonator untuk menghilangkan kandungan  $\text{CO}_2$ . Selanjutnya menuju proses *anion exchange* yang akan mengikat  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$ , dan  $\text{HSiO}_3^-$ , dengan menukarkan ion tersebut dengan ion  $\text{OH}^-$  melalui resin anion. Reaksinya dapat dituliskan sebagai berikut:



Resin anion yang telah mencapai titik jenuhnya harus diregenerasi dengan menggunakan larutan NaOH, reaksi regenerasinya dapat dituliskan sebagai berikut:





Setelah melalui kolom resin anion, air proses akan ditampung pada tangki air proses sebelum akhirnya dipompakan menuju unit boiler dan menuju proses utama.

## 8. Unit Boiler

Air proses pada tangki air proses dipompakan menuju mixed bed yang mengandung resin kation asam yang sangat kuat dan resin anion basa yang sangat kuat untuk menghilangkan *dissolved solids* yang ada pada air. Setelah melalui mixed bed, air dialirkan menuju boiler sebagai boiler feed water (BFW)

Kebutuhan air pada pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat dipenuhi dari air sungai Brantas dengan debit 1000 liter/detik yang terlebih dahulu ditreatment.

### a. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan karyawan, laboratorium, perkantoran, dan keperluan lainnya. Jumlah air sanitasi yang dibutuhkan pada pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat.

- Untuk keperluan karyawan

Asumsi: Jumlah karyawan = 300 orang

Kebutuhan tiap orang = 120 liter/hari/kapita

Total kebutuhan air =  $120 \times 300 = 36000$  liter/hari

- Untuk laboratorium

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium adalah 15% dari kebutuhan karyawan sehingga kebutuhan air adalah:

$15\% \times 36000$  liter/hari = 5400 liter/hari

- Untuk hidran kebakaran, standar kebutuhan air menurut SNI 19-6728.1-2002, sebesar 5% dari kebutuhan



domestik (kebutuhan air karyawan), sehingga kebutuhan air adalah:

$$5\% \times 36000 \text{ liter/hari} = 1800 \text{ liter/hari}$$

Dari rincian diatas, dapat dihitung kebutuhan air sanitasi pada pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat adalah 43200 liter/hari atau 43,2 m<sup>3</sup>/hari.

**b. Air Pendingin (Cooling Water)**

Air pendingin pada pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat digunakan pada cooler (E-311) dan pada unit refrigerator. Pada cooler, air pendingin yang dibutuhkan sebesar 1250451,505 kg/hari.

$$\rho \text{ pada } 28^\circ\text{C} = 996,24 \text{ kg/m}^3 \text{ (Geankoplis, 2003)}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 1250451,505 \text{ kg/hari} / 996,24 \text{ kg/m}^3 \\ &= 1255,17 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

**c. Air Proses**

Air proses pada pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat digunakan pada reaktor (R-120) dan spray condensate (E-310) dengan jumlah sebesar 360213,521 kg/hari.

$$\rho \text{ pada } 30^\circ\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3 \text{ (Geankoplis, 2003)}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 360213,521 \text{ kg/hari} / 995,68 \text{ kg/m}^3 \\ &= 361,776 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

**d. Air Boiler**

Air boiler pada pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat digunakan pada heater (E-228) dengan jumlah 1900,87 kg/hari.

$$\rho \text{ pada } 100^\circ\text{C} = 958,38 \text{ kg/m}^3 \text{ (Geankoplis, 2003)}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 1900,87 \text{ kg/hari} / 958,38 \text{ kg/m}^3 \\ &= 1,98 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$



Dari rincian diatas, dapat dihitung jumlah air keseluruhan yang dibutuhkan adalah 1662,126 m<sup>3</sup>/hari.

## 6.2 Unit Refrigerator

Unit Refrigerator diperlukan untuk mendinginkan kembali amonia yang telah digunakan sebagai media pendingin pada crystallizer. Proses yang terjadi pada refrigerasi adalah sebagai berikut:

- a. Proses Evaporasi: Refrigerant yang bertemperatur rendah menyerap kalor. Terjadi perubahan wujud refrigerant dari cair menjadi gas.
- b. Proses Kompresi: Gas refrigerant bertekanan dan temperatur rendah dinaikkan tekanannya sehingga temperaturnya pun menjadi naik. Entalpi refrigerant akan mengalami kenaikan akibat energi yang ditambahkan oleh kompresor kepada refrigerant
- c. Proses Kondensasi: Terjadi perubahan wujud refrigerant dari gas menjadi cair tanpa merubah temperaturnya karena uap refrigerant memberikan panasnya (kalor laten pengembunan) ke pendingin melalui dinding kondensor.
- d. Proses Ekspansi: Refrigerant dalam bentuk cair diturunkan tekanannya sehingga temperatur saturasinya berada di bawah temperatur alat. Tujuannya agar refrigerant cair mudah menguap di evaporator.

## 6.3 Unit Penyediaan Listrik

Tenaga listrik untuk pabrik ini disupplay oleh jaringan PLN dan sebagai cadangan digunakan generator untuk mengatasi keadaan bila sewaktu-waktu terjadi gangguan PLN. Kebutuhan listrik untuk penerangan pabrik dapat dihitung berdasarkan kuat penerangan untuk masing-masing ruangan atau halaman di sekitar



pabrik yang memerlukan penerangan. Asupan listrik dipenuhi dari PT. PJB Unit Pembangkit Gresik. Pembangkit ini mengoperasikan 5 PLTG, 1 PLTU, dan 3 PLTGU dengan total kapasitas 2.280 MW.

#### **6.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar**

1. Bahan bakar yang digunakan untuk generator
  - Jenis bahan bakar : solar
  - Heating value : 19.448 BTU/lb
  - Efisiensi bahan bakar : 80%
  - Specific gravity : 0,8691
2. Bahan bakar yang digunakan pada furnace
  - Jenis bahan bakar : metana
  - Heating value : 802,3 kJ/mol



## **BAB VII**

### **KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA**

#### **7.1 Pengertian Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)**

Keselamatan dan kesehatan kerja (K3) merupakan salah satu cara untuk melindungi para karyawan dari bahaya kecelakaan kerja dan penyakit akibat kerja selama bekerja. Kesehatan para karyawan bisa terganggu karena penyakit akibat kerja maupun karena kecelakaan kerja. Oleh karena itu, pelaksanaan Keselamatan dan Kesehatan kerja (K3) perlu dilaksanakan secara efektif oleh suatu perusahaan, karena hal ini dapat menurunkan tingkat kecelakaan kerja sehingga dapat meningkatkan produktivitas perusahaan.

Menurut Schuler (1999) mengemukakan bahwa Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) menunjuk kepada kondisi-kondisi fisiologis-fisikal dan psikologis tenaga kerja yang diakibatkan oleh lingkungan kerja yang disediakan oleh perusahaan. Kondisi fisiologis-fisikal meliputi kecelakaan kerja dan penyakit akibat kerja sedangkan kondisi psikologis diakibatkan oleh stres pekerjaan dan kehidupan kerja yang berkualitas rendah. Sedarmayanti (1996) berpendapat bahwa Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) adalah suatu pengawasan terhadap orang, mesin, material dan metode yang mencakup lingkungan kerja agar pekerja tidak mengalami cedera. Malthis dalam Yuli (2005) menyebutkan bahwa Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) diartikan sebagai kegiatan yang menjamin terciptanya kondisi kerja yang lebih aman, terhindar dari gangguan fisik dan mental melalui pembinaan dan pelatihan, pengarahan dan control terhadap pelaksanaan tugas dari para karyawan dan pemberian bantuan sesuai dengan aturan yang berlaku.



Berdasarkan beberapa pengertian di atas, dapat disimpulkan bahwa Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) merupakan suatu bentuk tindakan dan pengawasan terhadap lingkungan kerja guna menciptakan karyawan yang bebas dari gangguan kesehatan serta selamat dari kecelakaan kerja melalui pembinaan, pengarahan dan peraturan yang berlaku.

## **7.2 Sebab-sebab Timbulnya Kecelakaan**

Kecelakaan kerja adalah kecelakaan yang terjadi pada seseorang disebabkan bahaya yang berkaitan dengan pekerjaannya. Pada pabrik Sodium sulfat dekahidrat dari serat abaca dengan proses kraft ini, keselamatan dan kesehatan kerja adalah bagian yang mendapatkan perhatian khusus, oleh karena itu pengabaian keselamatan kerja dapat mengakibatkan kecelakaan kerja. Maka dari itu dilakukan usaha-usaha pencegahan yang bertujuan untuk melindungi tenaga kerja atas hak keselamatannya dalam melakukan pekerjaan, menjamin keselamatan setiap orang yang berada ditempat kerja dan memelihara serta menggunakan sumber produksi secara aman dan efisien.

Menurut Suma'mur (1989), bahaya yang mungkin dapat menimpa para pekerja adalah sebagai berikut:

### **1. Bahaya fisik**

- Kebisingan diatas 85 dB
- Suhu tinggi/rendah
- Penerangan
- Ventilasi
- Tata ruang yang tidak teratur

### **2. Bahaya Mekanik**

- Benda – benda bergerak atau berputar
- Sistem pengamanan tidak bekerja atau tidak terpasang



### 3. Bahaya Kimia

Bahan-bahan kimia yang dapat membahayakan keselamatan dan kesehatan pekerja adalah bahan-bahan bersifat racun dan dapat merusak kulit bila tersentuh. Dalam pabrik Sodium sulfat dekahidrat, reaksi antara Asam Sulfat dan Sodium Klorida terbentuk pada tahap reaksi di *furnace*, merupakan bahan beracun dan dapat menyebabkan iritasi.

### 4. Bahaya Kebocoran

Kebocoran aliran steam pada proses pembuatan Sodium sulfat dekahidrat ini merupakan bahaya laten yang harus diwaspadai. Maka dari itu pada perpipaan yang akan dilalui steam hendaknya dilakukan penanganan dan pengawasan khusus. Karena kebocoran pada sistim perpipaan ini akan menimbulkan bahaya yang berakibat. Kebocoran juga dapat terjadi pada semua sambungan pipa, tangki-tangki penampung reaktor dan heat exchanger. Maka sebaiknya untuk pipa diletakkan diatas permukaan tanah dan bila terpaksa dipasang dibawah tanah, serta dilengkapi dengan *fire stop dan drainage* (pengeluaran) pada jarak tertentu untuk mencegah terjadinya kontaminasi.

### 5. Bahaya Kebakaran dan ledakan

Dapat terjadi pada hampir semua alat, terutama alat utama. Pada pembuatan Sodium sulfat dekahidrat alat utama yaitu Furnace. Kebakaran dan ledakan juga dapat disebabkan karena adanya loncatan bunga api, aliran listrik, serta tekanan yang terlalu tinggi.



### **7.3 Keselamatan dan Kesehatan Kerja pada Pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat**

#### **7.3.1 Peraturan Perundang-undangan**

Peraturan-peraturan yang berkenaan dengan keselamatan kerja pada Pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat didasarkan pada:

**Tabel 7.1** Peraturan K3 di Pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat

No.	Peraturan	Nomor Peraturan
1	Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi RI	<ul style="list-style-type: none"> <li>• No. Per- 03/MEN/1978</li> <li>• No. Per- 04/MEN/1980</li> <li>• No. Per- 02/MEN/1982</li> <li>• No. Per- 09/MEN/VII/2010</li> <li>• No. Per- 08/MEN/VII/2010</li> </ul>
2	Peraturan Menteri Tenaga Kerja RI	<ul style="list-style-type: none"> <li>• No. Per- 05/MEN/1985</li> <li>• No. Per- 01/MEN/1988</li> <li>• No. Per- 02/MEN/1989</li> </ul>
3	Keputusan Menteri Tenaga Kerja RI	<ul style="list-style-type: none"> <li>• No. Kep- 1135/MEN/1987</li> <li>• No. Kep- 333/MEN/1989</li> <li>• No. Kep- 186/MEN/1999</li> <li>• No. Kep- 187/MEN/1999</li> </ul>
4	Keputusan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi RI	<ul style="list-style-type: none"> <li>• No. Kep- 75/MEN/2002</li> <li>• No. Kep- 68/MEN/2004</li> </ul>
5	Keputusan Direktur Jendral Pembinaan Hubungan Industrial dan Pengawasan Ketenagakerjaan	<ul style="list-style-type: none"> <li>• No. Kep- 311/BW/2002</li> </ul>
6	Keputusan Presiden RI	<ul style="list-style-type: none"> <li>• No. 22 Tahun 1993</li> </ul>



7	Peraturan Menteri Perburuhan	<ul style="list-style-type: none"><li>• No. 7 Tahun 1964</li></ul>
8	Instruksi Menteri Tenaga Kerja RI	<ul style="list-style-type: none"><li>• No. Ins. 11/M/B/1997</li></ul>

### 7.3.2 Keselamatan Karyawan

#### 7.3.2.1 Alat Pelindung Diri (APD)

Alat pelindung diri bukan merupakan alat untuk menghilangkan bahaya di tempat kerja, namun hanya merupakan salah satu usaha untuk mencegah dan mengurangi kontak antara bahaya dan tenaga kerja yang sesuai dengan standar kerja yang diijinkan. Pengertian alat pelindung diri adalah :

- Alat yang mempunyai kemampuan untuk melindungi seseorang dalam melakukan pekerjaan yang fungsinya mengisolasi tubuh seorang tenaga kerja dari bahaya yang mungkin terjadi di tempat kerja.
- Cara terakhir perlindungan bagi tenaga kerja setelah upaya menghilangkan sumber bahaya tidak dapat dihilangkan.

Penyediaan alat pelindung diri ini merupakan kewajiban dan tanggung jawab bagi setiap pengusaha atau pimpinan perusahaan sesuai dengan UU No. 1 tahun 1970.

#### A. Syarat – syarat Alat Pelindung Diri

- Memiliki daya cegah dan memberikan perlindungan yang efektif terhadap jenis bahaya yang dihadapi oleh tenaga kerja.
- Konstruksi dan kemampuannya harus memenuhi standar yang berlaku.
- Efisien, ringan, dan nyaman dipakai.



- Tidak mengganggu gerakan – gerakan yang diperlukan.
- Tahan lama dan pemeliharannya mudah.

**B. Kelemahan – kelemahan Penggunaan Alat Pelindung Diri**

- Tidak enak dipakai atau kurang nyaman.
- Sangat sensitif terhadap perubahan waktu.
- Mempunyai masa kerja tertentu.
- Dapat menularkan penyakit apabila digunakan secara bergantian

**C Jenis – jenis Alat Pelindung Diri**

1. Topi keselamatan (*safety hat*)

Untuk melindungi kepala terhadap benturan, kemungkinan tertimpa benda – benda yang jatuh, melindungi bagian kepala dari sengatan listrik ataupun terhadap kemungkinan terkena bahan kimia yang berbahaya. Digunakan selama jam kerja di daerah instalasi pabrik.

2. Alat pelindung mata (*eye goggle*)

Untuk melindungi mata terhadap benda yang melayang, percikan, bahan kimia, dan cahaya yang menyilaukan. Digunakan pada saat :

- Di daerah berdebu
- Menggerinda, mamahat, mengebor, membubut, dan mem – *frais*
- Di mana terdapat bahan atau menangani bahan kimia yang berbahaya, termasuk asam atau alkali
- Pengelasan



3. Alat pelindung muka  
Untuk melindungi muka (dari dahi sampai batas leher)
  - Pelindung muka yang tahan terhadap bahan kimia yang berbahaya (warna kuning. Digunakan pada saat menangani bahan asam atau alkali.
  - Pelindung muka terhadap pancaran panas (warna abu – abu). Digunakan di tempat kerja di mana pancaran panas dapat membahayakan pekerja.
  - Pelindung muka terhadap pancaran sinar ultra violet dan infra merah.
4. Alat pelindung telinga  
Untuk melindungi telinga terhadap kebisingan di mana bila alat tersebut tidak digunakan dapat menurunkan daya pendengaran dan menyebabkan ketulian yang bersifat tetap. Macam dari alat pelindung pendengaran ini adalah :
  - *Ear plug*  
Digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan sampai dengan 95 dB.
  - *Ear muff*  
Digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan lebih dari 95 dB.
5. Alat pelindung pernafasan  
Untuk melindungi hidung dan mulut dari berbagai gangguan yang membahayakan tenaga kerja. Terdiri dari :
  - Masker dengan filter untuk debu



Digunakan untuk melindungi hidung dan mulut dari debu dan dapat menyaring debu pada ukuran rata – rata 0,6 mikron sebanyak 98 %.

- Masker dengan filter untuk debu dan gas  
Digunakan untuk melindungi hidung dan mulut dari debu dan gas asam, uap bahan organik, *fumes*, asap, dan kabut. Dapat menyaring debu pada ukuran rata – rata 0,6 mikron sebanyak 99,9 % serta dapat menyerap gas atau uap sampai 0,1 % volume atau 10 kali konsentrasi maksimum yang diijinkan.
- Masker gas dengan tabung penyaring (*canister filter*)  
Digunakan untuk melindungi mata, hidung, dan mulut dari gas, uap, dan *fumes* yang dapat menimbulkan gangguan pada keselamatan dan kesehatan kerja.
- Masker gas dengan udara bertekanan dalam tabung (*self containing breathing apparatus*)  
Digunakan untuk melindungi mata, hidung, dan mulut dari gas, uap, ataupun *fumes* yang dapat menimbulkan gangguan keselamatan dan kesehatan para tenaga kerja.
- Masker gas dengan udara tekan (*supplied air respirator*)  
Digunakan untuk melindungi mata, hidung, dan mulut dari gas, uap, ataupun *fumes* yang dapat menimbulkan gangguan pada keselamatan dan kesehatan para tenaga kerja. Dan digunakan di daerah yang konsentrasi oksigennya rendah, kontaminasi gas, uap, ataupun *fumes* yang tinggi





dan dapat digunakan secara terus menerus sepanjang suplai udara dari tabung tersedia.

6. Alat pelindung kepala

- Kerudung kepala (*hood*)  
Digunakan untuk melindungi seluruh kepala dan bagian muka terhadap kotoran dan bahan lainnya yang dapat membahayakan maupun yang dapat membahayakan para pekerja.
- Kerudung kepala dengan alat pelindung pernafasan  
Digunakan di daerah kerja yang berdebu serta terdapat gas, uap, ataupun *fumes* yang tidak lebih dari 1 % volume atau 10 kali konsentrasi maksimum yang diijinkan.
- Kerudung kepala anti asam atau alkali  
Digunakan untuk melindungi seluruh kepala dan bagian muka dari percikan bahan kimia yang bersifat asam atau alkali.

7. Sarung tangan

Digunakan untuk melindungi tangan terhadap bahaya fisik, kimia, dan listrik.

- Sarung tangan kulit  
Dipakai apabila bekerja dengan benda yang kasar dan tajam.
- Sarung tangan asbes  
Digunakan apabila bekerja dengan benda yang panas.
- Sarung tangan katun  
Digunakan apabila bekerja dengan mesin.
- Sarung tangan karet



Digunakan apabila bekerja dengan bahan kimia yang berbahaya, korosif, dan iritatif.

- Sarung tangan listrik

Digunakan apabila bekerja dengan kemungkinan terkena bahaya listrik.

8. Sepatu pengaman

Digunakan untuk melindungi kaki terhadap gangguan yang membahayakan para pekerja di tempat kerja. Macam dari sepatu pengaman adalah :

- Sepatu keselamatan

Digunakan untuk melindungi kaki dari benda yang keras atau tajam, luka bakar yang disebabkan oleh bahan kimia yang korosif, tertembus benda tajam, serta untuk menjaga agar seseorang tidak jatuh terpeleset oleh air atau minyak.

- Sepatu karet

Digunakan untuk melindungi kaki terhadap bahan kimia yang berbahaya.

- Sepatu listrik

Digunakan apabila bekerja dengan kemungkinan terdapat bahaya listrik.

9. Baju pelindung

Digunakan untuk melindungi seluruh bagian tubuh terhadap berbagai gangguan yang dapat membahayakan para pekerja.

- Baju pelindung yang tahan terhadap asam atau alkali

Digunakan untuk melindungi seluruh bagian tubuh terhadap percikan bahan kimia yang berbahaya baik asam maupun alkali.



- Baju pelindung terhadap percikan pasir  
Digunakan untuk melindungi seluruh bagian tubuh terhadap percikan pasir saat membersihkan logam dengan semprotan pasir.

### **7.3.3 Keselamatan Pabrik**

Ilmu Pengetahuan dan Teknologi yang telah berkembang dengan pesat memberikan manfaat yang nyata dalam kehidupan manusia dan lingkungan sekitarnya. Bidang industri merupakan aplikasi kemajuan manusia kedepannya.

Pada saat revolusi berlangsung perundangan yang berlaku hanyalah hukum-hukum kebiasaan atau pandangan umum, tanpa adanya undang-undang khusus yang melindungi dan memberikan jaminan keselamatan kepada para pekerja. Selain jaminan pada para pekerja, keselamatan dari pabrik itu sendiri juga harus diperhatikan demi kelancaran produksi pabrik Natrium sulfat dehidrat.

Keselamatan Pabrik ini meliputi :

1. Penyimpanan bahan-bahan kimia untuk proses produksi.
2. Peralatan pemadam kebakaran apabila terjadi kebakaran.
3. *Maintenance* berkala agar tidak terjadi suatu kerusakan yang mengakibatkan kecelakaan kerja.



*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB VIII**

### **INSTRUMENTASI**

#### **8.1 Pendahuluan Instrumentasi**

Instrumentasi merupakan sistem dan susunan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Di dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrumen merupakan suatu hal yang penting karena dengan adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan yang ada di dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien. Dengan demikian, kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan (*Ulrich, 1984*).

Secara umum, kerja dari alat-alat instrumen dapat dibagi dalam dua bagian yaitu operasi secara manual dan operasi secara otomatis. Penggunaan instrumen pada suatu peralatan proses bergantung pada pertimbangan ekonomis dari sistem peralatan itu sendiri. Menurut sifatnya konsep dasar pengendalian proses ada dua jenis, yaitu:

1. Pengendalian secara manual Tindakan pengendalian yang dilakukan oleh manusia. Sistem pengendalian ini merupakan sistem yang ekonomis karena tidak membutuhkan begitu banyak instrumentasi dan instalasi. Namun pengendalian ini berpotensi tidak praktis dan tidak aman karena sebagai pengendalinya adalah manusia yang tidak lepas dari kesalahan.
2. Pengendalian secara otomatis Berbeda dengan pengendalian secara manual, pengendalian secara otomatis menggunakan instrumentasi sebagai pengendali proses, namun manusia masih terlibat sebagai otak pengendali. Banyak pekerjaan manusia dalam pengendalian secara



manual diambil alih oleh instrumentasi sehingga membuat sistem pengendalian ini sangat praktis dan menguntungkan.

Instrumentasi yang umum digunakan dalam pabrik adalah:

1. Variabel temperatur
  - a. Temperatur Indicator (TI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk menunjukkan temperatur dari suatu alat.
  - b. Temperatur Controller (TC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengontrol temperatur suatu alat. Dengan menggunakan temperatur controller, para engineer dapat melakukan pengendalian terhadap peralatan sehingga temperatur peralatan tetap berada dalam range yang diinginkan. Temperatur controller kadang-kadang juga dapat mencatat temperatur dari suatu peralatan secara berkala (Temperatur Recorder).
2. Variabel tinggi permukaan cairan
  - a. Level Indicator (LI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk menunjukkan ketinggian cairan dalam suatu alat.
  - b. Level Controller (LC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengontrol ketinggian cairan dalam suatu alat. Dengan menggunakan level controller, para engineer juga dapat melakukan pengendalian ketinggian cairan dalam peralatan tersebut.
3. Variabel tekanan
  - a. Pressure Indicator (PI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk menunjukkan tekanan operasi suatu alat.
  - b. Pressure Controller (PC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengontrol tekanan operasi suatu



alat. Pressure controller dapat juga dilengkapi pencatat tekanan dari suatu peralatan secara berkala (Pressure Recorder).

4. Variabel aliran cairan
  - a. Flow Indicator (FI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk menunjukkan laju aliran atau cairan suatu alat.
  - b. Flow Controller (FC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengatur laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat.
5. Variabel Analisis (Konsentrasi)
  - a. Analysis Indicator atau Indikator Konsentrasi (AI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk menunjukkan konsentrasi komponen tertentu pada fluida.
  - b. Analisis Controller atau Controller Konsentrasi (AC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengatur konsentrasi komponen tertentu pada fluida.

Proses pengendalian pada pabrik ini menggunakan feedback control configuration karena selain biayanya relatif lebih murah dan pengaturan sistem pengendaliannya lebih sederhana. Konfigurasi ini mengukur secara langsung variabel yang ingin dikendalikan untuk mengatur harga variabel yang dimanipulasi. Tujuan pengendalian ini adalah untuk mempertahankan variabel yang dikendalikan pada level yang diinginkan (set point).

## 8.2 Instrumentasi pada Pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat

Alat instrumentasi yang digunakan pada pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat adalah sebagai berikut:

No.	Nama Alat	Instrumentasi
1.	Tangki Asam Sulfat (F-114)	Level Controller (LC)


*BAB VIII Instrumentasi*

2.	Furnace (Q-110)	Temperature Controller (TC) Level Controller (LC) Pressure Controller (PC)
3.	Tangki Intermediate (F-121)	Level Controller (LC)
4.	Reaktor (R-120)	Level Controller (LC)
5.	Tangki Intermediate (F-128)	Level Controller (LC)
6.	Tangki Intermediate (F-214)	Level Controller (LC)
7.	Crystallizer (X-210)	Temperature Controller (TC)
8.	Rotary Dryer (B-220)	Temperature Controller (TC)
9.	Heat Exchanger (E-228)	Temperature Controller (TC)
10.	Heat Exchanger (E-311)	Temperature Controller (TC)
11.	Spray Condensate (E-310)	Analysis Controller (AC)



## **BAB IX**

### **PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA**

Semua kegiatan industri mempunyai potensi untuk menimbulkan dampak terhadap lingkungan. Suatu kenyataan bahwa dalam proses produksi industri juga menghasilkan limbah. Limbah yang dihasilkan oleh industri tersebut apabila tidak dikelola, akan menyebabkan terjadinya pencemaran lingkungan. Unit pengolahan limbah merupakan salah satu bagian yang diperlukan untuk meminimalisir limbah yang dihasilkan. Unit pengolahan limbah bertujuan untuk :

1. Mengurangi kadar polutan dalam udara
2. Meminimalisir pencemaran.
3. Menghindari timbulnya penyakit atau gangguan kesehatan.

Limbah yang dihasilkan dari mengandung zat anorganik dan memiliki beban polusi yang cukup tinggi apabila langsung dibuang. Oleh karena itu diperlukan pengolahan sebelum dibuang guna mencegah pencemaran lingkungan. Selain itu limbah yang dihasilkan juga dapat di manfaatkan sebagai recycle yang masih mempunyai nilai ekonomi.

#### **9.1 Pengolahan Limbah secara Umum**

Pengelolaan Limbah B3 dimaksudkan agar Limbah B3 yang dihasilkan masing-masing unit produksi sesedikit mungkin dan bahkan diusahakan sampai nol, dengan mengupayakan reduksi pada sumber dengan pengolahan bahan, substitusi bahan, pengaturan operasi kegiatan, dan digunakannya teknologi bersih. Jika masih dihasilkan limbah B3 maka diupayakan pemanfaatan limbah B3. Upaya pengelolaan limbah dapat dilakukan dengan melaksanakan konsep 4R, yaitu :



- a. *Reduce*, minimalisasi limbah dari sumber
- b. *Reuse*, memanfaatkan kembali limbah
- c. *Recovery*, melakukan upaya untuk perolehan kembali bahan-bahan yang berguna
- d. *Recycle*, melakukan pemrosesan sehingga menghasilkan produk lainnya.

Pengelolaan Limbah B3 merupakan suatu rangkaian kegiatan yang mencakup penyimpanan limbah B3, pengumpulan limbah B3, pemanfaatan, pengangkutan, dan pengolahan limbah B3 termasuk penimbunan limbah B3 hasil pengolahan tersebut.

## **9.2 Sumber dan Karakteristik Limbah pada Pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat**

### **1. Limbah Cair**

Limbah cair adalah limbah dalam wujud cair yang dihasilkan oleh kegiatan industri atau kegiatan usaha lainnya yang dibuang ke lingkungan dan diduga dapat menurunkan kualitas lingkungan. Limbah cair pada pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat berupa *purge* dari *centrifuge* (H-216), air buangan dari pemakaian sanitasi, serta sisa pencucian mesin dan peralatan pabrik, seperti oli atau minyak pelumas bekas. Dari limbah tersebut, akan menimbulkan jumlah BOD dan COD meningkat serta terdapat beberapa limbah yang termasuk ke dalam golongan limbah B3 sehingga berbahaya apabila langsung dibuang ke lingkungan, oleh karena itu perlu pengolahan terlebih dahulu untuk mengatasi limbah tersebut.

### **2. Limbah Gas**

Limbah gas pada pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat yaitu hasil samping dari reaksi utama pembentukan Sodium Sulfat

*Pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat  
dari Asam Sulfat dan Sodium Klorida  
dengan Menggunakan Proses Mannheim*

*Departemen Teknik Kimia Industri  
Fakultas Vokasi*



pada furnace (Q-110) dan udara yang telah digunakan untuk media pengering pada rotary dryer (B-220).

### 3. Limbah Padat

Limbah padat pada pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat yaitu cake dari filter press (H-212).

## 9.3 Pengolahan Limbah pada Pabrik Sodium Sulfat

### 1. Limbah Cair

Sebagian *purge* dari *centrifuge* dimanfaatkan ulang dengan mengalirkannya ke reaktor sehingga kebutuhan air proses pada reaktor dapat dikurangi. Sisa *purge* yang tidak di-*recycle* diolah terlebih dahulu sebelum dibuang. Pengolahan limbah cair adalah sebagai berikut:

#### a. Netralisasi

Limbah cair yang berupa *purge* yang mengandung natrium sulfat dan buangan air sanitasi yang ditampung dalam waste water tank, dialirkan menuju kolam netralisasi. Pengolahan dilakukan dengan mengukur pH dari limbah dengan menggunakan converter. Jika pH berada pada rentang 6-9 maka dilanjutkan pada pengujian kandungan BOD dan COD. Jika pH diluar rentang tersebut maka pH dilakukan injeksi bahan kimia. Jika  $\text{pH} < 6$ , maka diinjeksi air kapur atau  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  dengan konsentrasi tertentu dalam kolam netralisasi untuk menjaga pH sekitar 6,5 – 8,5 yang merupakan pH ideal untuk pertumbuhan mikroorganisme dan membantu dalam pengendapan sludge.

#### b. Aerasi

Setelah proses netralisasi, kemudian air limbah dialirkan menuju kolam aerasi untuk mengurangi kadar COD dan BOD yang terdapat pada air limbah yaitu dengan



cara aerob. Penambahan  $\text{Ca(OH)}_2$  pada proses netralisasi mengakibatkan pH menjadi basa, sehingga kotoran yang ada dapat mudah mengendap. Selain itu, penambahan  $\text{Ca(OH)}_2$  tersebut juga dimaksudkan untuk mengurangi bau pada air limbah. Kemudian mengondisikan air limbah tersebut pada suhu dibawah  $40\text{ }^\circ\text{C}$ . Setelah itu, memisahkan air limbah dari lumpur pada air limbah. Selanjutnya air limbah dialirkan menuju kolam aerasi. Dalam kolam aerasi, dilakukan pengadukan dibantu oleh alat deaerator dan ditambahkan nutrisi secara kontinyu pada kolam tersebut. Setelah proses aerasi, air limbah dialirkan menuju clarifier untuk memisahkan air jernih dan lumpur yang mengendap. Air masuk clarifier tidak boleh mengandung daun, plastik dan lain-lain, karena dapat menyumbat pompa. Kotoran yang mengapung pada tangki clarifier harus dibersihkan. Setelah itu air jernih yang mengalir pada talang clarifier sebagai outlet. Endapan lumpur aktif dipindahkan ke dalam tangki penyimpanan slurry. Air limbah dianalisis berdasarkan pH, warna, bau, BOD (Biochemical Oxygen Demand), COD (Chemical Oxygen Demand), dan TSS (Total Suspended Solid). Sedangkan lumpur dipompa balik ke kolam aerasi. Setelah air limbah yang telah dianalisa tersebut dinyatakan telah memenuhi baku mutu air limbah cair, maka air limbah dialirkan menuju sungai.

## **2. Limbah Gas**

Limbah gas hasil samping pada furnace (Q-110) yang mengandung HCl dialirkan menuju spray condensate (E-310). Air proses disemprotkan di dalam spray condensate untuk menangkap gas HCl sehingga didapatkan larutan



HCl dengan konsentrasi 32%. Larutan HCl tersebut selanjutnya dijual dengan kualitas grade rendah.

### **3. Limbah Padat**

Limbah padat yang berupa cake  $\text{CaSO}_4$  ditampung dalam *residu disposal* dapat dimanfaatkan oleh industri lainnya.



*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB X**

### **KESIMPULAN**

#### **10.1 Kesimpulan**

Dari hasil perhitungan “Pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat dari Asam Sulfat dan Sodium Klorida dengan Proses Mannheim”, dapat diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Rencana operasi  
Pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 330 hari/tahun, 24 jam/hari.
2. Kapasitas produksi  
Kapasitas produksi pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat ini adalah sebesar 90.000 ton/tahun atau sama dengan 272,7 ton sodium sulfat dekahidrat/hari
3. Bahan baku
  - Asam sulfat yang diperlukan adalah sebesar 88.800 kg/hari
  - Sodium klorida yang diperlukan adalah sebesar 108.000 kg/hari
4. Produk  
Produk yang dihasilkan berupa sodium sulfat dekahidrat dengan kadar 99%.
5. Utilitas
  - Air sanitasi : 43,2 m<sup>3</sup>/hari
  - Air pendingin : 1255,17 m<sup>3</sup>/hari
  - Air proses : 361776 m<sup>3</sup>/hari
  - Air boiler : 1,98 m<sup>3</sup>/hari
6. Pengolahan limbah
  - Limbah cair berupa *purge* dari *centrifuge* (H-216) diproses dengan metode netralisasi dan aerasi.



### *BAB X Kesimpulan*

---

- Limbah gas berupa gas hasil samping dari *furnace* (Q-110) diolah dengan menggunakan *spray condensor* (E-310). Limbah gas lain yaitu udara yang telah digunakan sebagai media pengering pada *rotary dryer* (B-220) dipisahkan dengan debu terikut menggunakan *cyclone* (H-223).
- Limbah padat berupa *cake* dari *filter press* (H-212) yang kemudian dijual dan diolah oleh pihak ketiga.



## APPENDIKS A NERACA MASSA

Kapasitas produksi  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$  = 90000 ton/tahun

Asumsi:

1. Hari kerja = 330 hari
2. Jam kerja = 24 jam
3. Jumlah produksi = 11363,64 kg/jam
4. Basis perhitungan = 1 jam operasi
5. Konversi reaksi = 98% mol  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$ /mol NaCl

*(Faith, WL, Keyes BD, Clark RL, 1975)*

### Spesifikasi bahan baku

\*Common salt

NaCl	=	97,46 %
CaCl <sub>2</sub>	=	0,72 %
CaSO <sub>4</sub>	=	0,41 %
MgSO <sub>4</sub>	=	0,04 %
H <sub>2</sub> O	=	0,63 %
Impurities	=	0,74 %

\*Larutan asam sulfat

H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	=	98 %
H <sub>2</sub> O	=	2 %

### Spesifikasi bahan pembantu

NaCO <sub>3</sub>	=	100 %
Ca(OH) <sub>2</sub>	=	100 %

### Spesifikasi produk

\*Produk utama

Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ·10H <sub>2</sub> O	=	99 %
Impurities	=	1 %

\*Produk samping

HCl	=	90 %
H <sub>2</sub> O	=	10 %

### Berat molekul masing-masing komponen

Komponen	Nama senyawa	Berat molekul (kg/kmol)
NaCl	Natrium klorida	59,43
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Asam sulfat	98,04
H <sub>2</sub> O	Air	18,01
HCl	Asam klorida	36,46
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Natrium sulfat	143,99

$\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	Natrium sulfat dekahidrat	324,04
$\text{CaSO}_4$	Kalsium sulfat	136,10
$\text{MgSO}_4$	Magnesium sulfat	120,33
$\text{Na}_2\text{CO}_3$	Natrium karbonat	107,94
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	Kalsium hidroksida	74,07
$\text{Mg}(\text{OH})_2$	Magnesium hidroksida	58,30
$\text{CaCl}_2$	Kalsium klorida	110,98
$\text{CaCO}_3$	Kalsium karbonat	100,06
$\text{SO}_3$	Sulfur trioksida	80,04

(Perry's 7th edition, tabel 2-1)

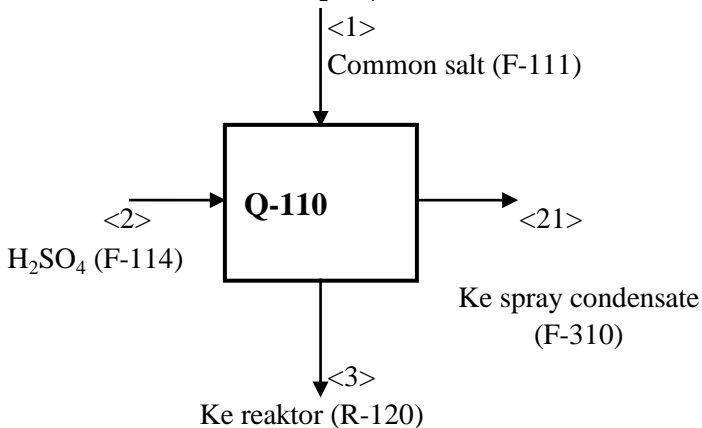
## PERHITUNGAN NERACA MASSA

### 1. FURNACE (Q-110)

Fungsi: Mereaksikan  $\text{NaCl}$  dengan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  untuk membentuk  $\text{Na}_2\text{SO}_4$

Asumsi:

Konversi = 98 % mol  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ /mol  $\text{NaCl}$



Total garam yang masuk furnace = 4500 kg

Sehingga dapat dihitung massa masing-masing komponen pada common salt.

Contoh perhitungan massa komponen common salt:

Massa  $\text{CaCl}_2$  = fraksi  $\text{CaCl}_2$  pada common salt x total garam yang

$$\begin{aligned} & \text{masuk furnace} \\ & = 0,007 \times 4500 \text{ kg} \\ & = 32,54 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Menghitung total garam masuk <1>:**

Komponen	Fraksi	Massa (kg)
NaCl	0,975	4385,70
CaCl <sub>2</sub>	0,007	32,54
CaSO <sub>4</sub>	0,004	18,41
MgSO <sub>4</sub>	0,000	1,80
H <sub>2</sub> O	0,006	28,35
Impurities	0,007	33,21
Total	1,000	4500

$$\text{Total larutan H}_2\text{SO}_4 \text{ masuk furnace} = 3700 \text{ kg}$$

Sehingga dapat dihitung massa masing-masing komponen H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

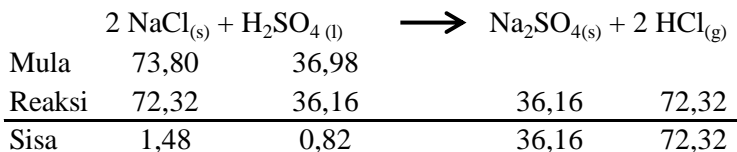
Contoh perhitungan massa komponen larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>:

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{SO}_4 &= \text{fraksi H}_2\text{SO}_4 \text{ pada larutan H}_2\text{SO}_4 \times \text{total larutan} \\ & \quad \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ masuk furnace} \\ & = 0,98 \times 3700 \text{ kg} \\ & = 3626 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Sehingga, massa masing-masing komponen pada larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> <2> adalah sebagai berikut**

Komponen	Fraksi	Massa (kg)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,98	3626
H <sub>2</sub> O	0,02	74
Total	1	3700

Reaksi yang terjadi :



NaCl murni yang masuk dalam furnace = 4385,70 kg

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> murni yang dibutuhkan untuk reaksi = 3626 kg

$$\begin{aligned}\text{Mol NaCl masuk} &= \frac{\text{Massa NaCl masuk}}{\text{BM NaCl}} \\ &= \frac{4385,70}{59,43} \\ &= 73,80 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ masuk} &= \frac{\text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ masuk}}{\text{BM H}_2\text{SO}_4} \\ &= \frac{3626}{98,04} \\ &= 36,98 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} &= 0,5 \times \text{mol NaCl bereaksi} \\ &= 0,5 \times 72,32 \\ &= 36,16 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Mol Na}_2\text{SO}_4 \text{ terbentuk} &= \text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} \\ &= 36,16 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa Na}_2\text{SO}_4 \text{ terbentuk} &= \text{mol Na}_2\text{SO}_4 \text{ terbentuk} \times \text{BM Na}_2\text{SO}_4 \\ &= 36,16 \times 143,99 \\ &= 5206,51 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa NaCl bereaksi} &= \text{mol NaCl bereaksi} \times \text{BM NaCl} \\ &= 72,32 \times 59,43 \\ &= 4297,99 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa NaCl sisa} &= \text{massa NaCl masuk} - \text{massa NaCl bereaksi} \\ &= 4385,70 - 4297,99 \\ &= 87,71 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\text{Mol HCl terbentuk} = \text{mol NaCl bereaksi}$$

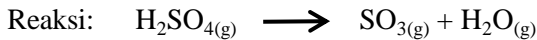
$$\begin{aligned} &= 72,32 \text{ kmol} \\ \text{Massa HCl terbentuk} &= \text{mol HCl terbentuk} \times \text{BM HCl} \\ &= 72,32 \times 36,46 \\ &= 2636,64 \text{ kg} \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, dapat diperoleh komposisi bahan yang masuk ke dalam furnace.

Maka,

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ tidak bereaksi} &= \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ masuk} - \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} \\ &= 36,98 - 36,16 \\ &= 0,82 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Pada suhu  $> 340^\circ\text{C}$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$  terdekomposisi menjadi  $\text{SO}_3$  dan  $\text{H}_2\text{O}$   
Asumsi seluruh  $\text{H}_2\text{SO}_4$  yang tidak bereaksi terdekomposisi menjadi  $\text{SO}_3$  dan  $\text{H}_2\text{O}$ .



$$\begin{aligned} \text{Mol SO}_3 \text{ terbentuk} &= \text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ tidak bereaksi} \\ &= 0,82 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa SO}_3 \text{ terbentuk} &= \text{mol SO}_3 \text{ terbentuk} \times \text{BM SO}_3 \\ &= 0,82 \times 80,04 \\ &= 65,99 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O} \text{ terbentuk} &= \text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ tidak bereaksi} \\ &= 0,82 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O} \text{ terbentuk} &= \text{mol H}_2\text{O} \text{ terbentuk} \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 0,82 \times 18,01 \\ &= 14,85 \text{ kg} \end{aligned}$$

Furnace beroperasi pada suhu  $800^\circ\text{C}$ , sehingga dapat diasumsikan seluruh fase uap akan memisah.

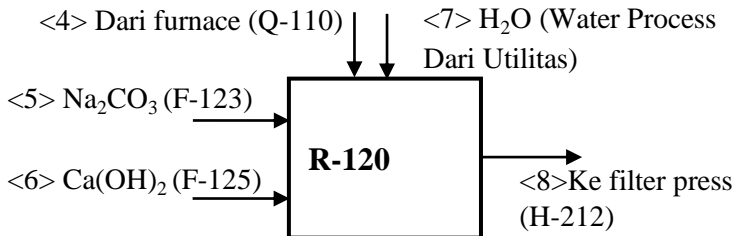
$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{O yang keluar} &= \text{massa H}_2\text{O terbentuk} + \text{massa H}_2\text{O} \\
 &\quad \text{aliran 1} + \text{massa H}_2\text{O aliran 2} \\
 &= 14,85 + 28,35 + 74 \\
 &= 117,20 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Neraca massa furnace (Q-110)**

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)	
	<1>	<2>	<3>	<21>
NaCl	4385,70		87,71	
CaCl <sub>2</sub>	32,54		32,54	
CaSO <sub>4</sub>	18,41		18,41	
MgSO <sub>4</sub>	1,80		1,80	
H <sub>2</sub> O	28,35	74		117,20
Impurities	33,21		33,21	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		3626		
SO <sub>3</sub>				65,99
HCl				2636,64
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>			5206,51	
Total	4500	3700	5380,17	2819,83
	<b>8200</b>		<b>8200</b>	

**2. REAKTOR (R-120)**

Fungsi: Mengendapkan campuran garam dan impurities dengan mereaksikan dengan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> dan Ca(OH)<sub>2</sub>



Arus <4> adalah massa masuk dari furnace (Q-110)

Contoh perhitungan mol pada arus <4> :

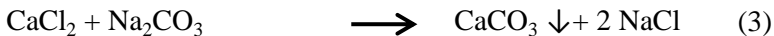
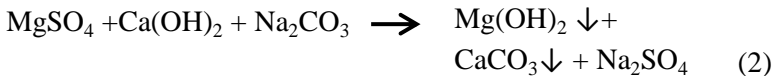
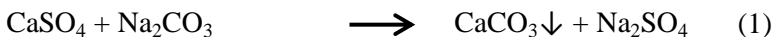
$$\begin{aligned} \text{Mol NaCl} &= \text{massa NaCl} / \text{BM NaCl} \\ &= 87,71 \text{ kg} / 59,43 \text{ kg/kmol} \\ &= 1,48 \text{ kmol} \end{aligned}$$

**Sehingga, mol masing-masing komponen pada arus <4> adalah sebagai berikut:**

Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol)
NaCl	87,71	59,43	1,48
CaCl <sub>2</sub>	32,54	110,98	0,29
CaSO <sub>4</sub>	18,41	136,10	0,14
MgSO <sub>4</sub>	1,80	120,33	0,01
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5206,51	143,99	36,16
Impurities	33,21		
Total	5380,17		

Pada reaktor, ditambahkan Ca(OH)<sub>2</sub> dan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> untuk mendapatkan Mg dan Ca.

Reaksi yang terjadi:



Asumsi seluruh garam CaSO<sub>4</sub>, MgSO<sub>4</sub>, dan CaCl<sub>2</sub> bereaksi.

Dari reaksi diatas, dapat diketahui mol masing-masing komponen.

Dari reaksi 1, didapat:

$$\begin{aligned} \text{Mol CaSO}_4 &= \text{mol Na}_2\text{CO}_3 = \text{mol CaCO}_3 = \text{mol Na}_2\text{SO}_4 \\ &= 0,14 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\text{Massa CaSO}_4 = \text{mol CaSO}_4 \times \text{BM CaSO}_4$$

$$= 0,14 \times 136,10$$

$$= 18,41 \text{ kg}$$

**Sehingga masing-masing komponen pada reaksi 1 adalah sebagai berikut:**

Komponen	Mol (kmol)	BM (kg/kmol)	Massa (kg)
CaSO <sub>4</sub>	0,14	136,10	18,41
CaCO <sub>3</sub>	0,14	100,06	13,53
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,14	107,94	14,60
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,14	143,99	19,47

Dari reaksi 2 didapat:

$$\text{Mol MgSO}_4 = \text{mol Ca(OH)}_2 = \text{mol Na}_2\text{CO}_3 = \text{mol Mg(OH)}_2$$

$$= \text{mol CaCO}_3 = \text{mol Na}_2\text{SO}_4 = 0,015 \text{ kmol}$$

$$\text{Massa MgSO}_4 = \text{mol MgSO}_4 \times \text{BM MgSO}_4$$

$$= 0,015 \times 120,33$$

$$= 1,80 \text{ kg}$$

**Sehingga, massa masing-masing komponen pada reaksi 2 adalah sebagai berikut:**

Komponen	Mol (kmol)	BM (kg/kmol)	Massa (kg)
MgSO <sub>4</sub>	0,015	120,33	1,80
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,015	74,07	1,11
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,015	107,94	1,61
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,015	58,30	0,87
CaCO <sub>3</sub>	0,015	100,06	1,50
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,015	143,99	2,15

Dari reaksi 3 didapat:

$$\text{Mol CaCl}_2 = \text{mol Na}_2\text{CO}_3 = \text{mol CaCO}_3 = 0,5 \times \text{mol NaCl}$$

$$= 0,29 \text{ kmol}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Massa CaCl}_2 &= \text{mol CaCl}_2 \times \text{BM CaCl}_2 \\
 &= 0,29 \times 110,98 \\
 &= 32,54 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Sehingga, massa masing-masing komponen pada reaksi 3 adalah sebagai berikut:**

Komponen	Mol (kmol)	BM (kg/kmol)	Massa (kg)
CaCl <sub>2</sub>	0,29	110,98	32,54
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,29	107,94	31,64
CaCO <sub>3</sub>	0,29	100,06	29,33
NaCl	0,59	59,43	34,85

$$\begin{aligned}
 \text{Massa CaCO}_3 \text{ terbentuk} &= \text{massa CaCO}_3 \text{ reaksi 1} + \\
 &\quad \text{massa CaCO}_3 \text{ reaksi 2} + \\
 &\quad \text{massa CaCO}_3 \text{ reaksi 3} \\
 &= 13,53 + 1,50 + 29,33 \\
 &= 44,36 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Na}_2\text{SO}_4 \text{ terbentuk} &= \text{massa Na}_2\text{SO}_4 \text{ masuk} + \\
 &\quad \text{massa Na}_2\text{SO}_4 \text{ reaksi 1} + \\
 &\quad \text{massa Na}_2\text{SO}_4 \text{ reaksi 2} \\
 &= 5206,51 + 19,47 + 2,15 \\
 &= 5228,13 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Mg(OH)}_2 \text{ terbentuk} &= \text{massa Mg(OH)}_2 \text{ terbentuk di} \\
 &\quad \text{reaksi 2} \\
 &= 0,87 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa NaCl terbentuk} &= \text{massa NaCl masuk} + \text{massa NaCl} \\
 &\quad \text{reaksi 3} \\
 &= 87,71 + 34,85 \\
 &= 122,56 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Na}_2\text{CO}_3 \text{ masuk} &= \text{massa di reaksi 1} + \text{massa di reaksi 2} + \\
 &\quad \text{massa di reaksi 3} \\
 &= 14,60 + 1,61 + 31,64 \\
 &= 47,86 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ masuk} &= \text{massa Ca(OH)}_2 \text{ yang dibutuhkan di} \\
 &\quad \text{reaksi 2} \\
 &= 1,11 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Sehingga, massa campuran sebelum ditambahkan H<sub>2</sub>O adalah sebagai berikut:**

Komponen	Massa (kg)
CaCO <sub>3</sub>	44,36
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5228,13
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,87
NaCl	122,56
Impurities	33,21
Total	5429,14

**Menghitung kebutuhan air pelarut**

Lelehan dilarutkan hingga berat Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 0,4 berat campuran

$$0,35 = \frac{\text{massa Na}_2\text{SO}_4 \text{ dalam campuran}}{(\text{massa total campuran} + \text{massa air pelarut})}$$

$$0,35 = \frac{5228,13 \text{ kg}}{(5429,14 \text{ kg} + \text{massa air pelarut})}$$

massa air pelarut = 9508,39 kg

Karena adanya recycle, maka kebutuhan fresh water process berkurang.

Jumlah water process setelah adanya recycle = 8625,77 kg/jam

**Neraca massa reaktor (R-120)**

Komponen	Masuk (kg)				Keluar (kg)
	<4>	<5>	<6>	<7>	<8>

NaCl	87,71				122,56
CaCl <sub>2</sub>	32,54				
CaSO <sub>4</sub>	18,41				
MgSO <sub>4</sub>	1,80				
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5206,51				5228,13
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>		47,86			
Ca(OH) <sub>2</sub>			1,11		
H <sub>2</sub> O				9508,39	9508,39
CaCO <sub>3</sub>					44,36
Mg(OH) <sub>2</sub>					0,87
Impurities	33,21				33,21
Total	5380,17	47,86	1,11	9508,39	14937,52
					14937,52

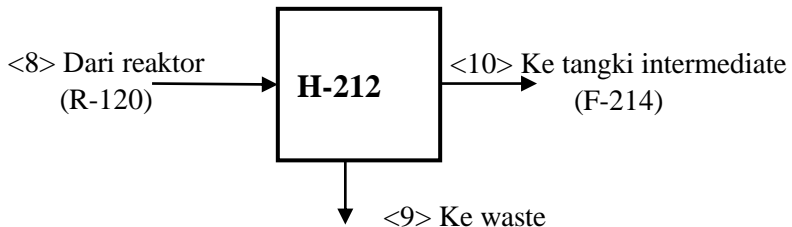
### 3. FILTER PRESS (H-212)

Fungsi: Untuk memisahkan endapan campuran garam dan impurities dengan larutan Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Asumsi:

- Seluruh Mg(OH)<sub>2</sub> dan CaCO<sub>3</sub> mengendap dan dibuang melalui <9>
- Sebanyak 1% H<sub>2</sub>O ikut terbuang bersama cake ke waste <9>
- Impurities ikut bersama filtrat ke tangki intermediate <10>

Dalam filter press, terjadi pemisahan antara padatan dengan larutan, dimana padatan Mg(OH)<sub>2</sub> dan CaCO<sub>3</sub> dibuang ke waste <9>, sedangkan seluruh larutan lolos dari filter press dipompakan ke crystallizer <10>.



Komponen masuk filter press adalah arus <8> dari reaktor

Komponen	Massa (kg)
NaCl	122,56
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5228,13
CaCO <sub>3</sub>	44,36
H <sub>2</sub> O	9508,39
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,87
Impurities	33,21
Total	14937,52

Massa H<sub>2</sub>O yang terbuang bersama cake ke waste <9> adalah sebagai berikut

$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{O} \text{ <9>} &= 1\% \times \text{H}_2\text{O masuk dari reaktor <8>} \\
 &= 1\% \times 9508,39 \text{ kg} \\
 &= 95,08 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Massa H<sub>2</sub>O yang keluar menuju crystallizer adalah sebagai berikut.

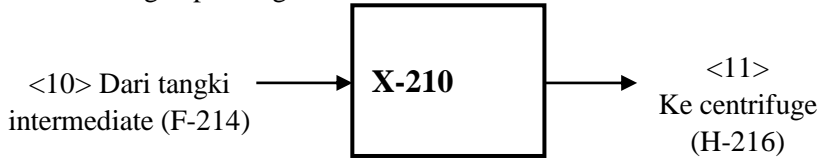
$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{O} \text{ <10>} &= \text{massa H}_2\text{O dari reaktor -} \\
 &\hspace{20em} \text{massa H}_2\text{O ke waste} \\
 &= 9508,39 - 95,08 \\
 &= 9413,30 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Neraca massa filter press (H-212)**

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<8>	<10> Filtrat	<9> Cake
NaCl	122,56	122,56	
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5228,13	5228,13	
CaCO <sub>3</sub>	44,36		44,36
H <sub>2</sub> O	9508,39	9413,30	95,08
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,87		0,87
Impurities	33,21	33,21	
Total	14937,52	14797,20	140,32
	14937,52	14937,52	

#### 4. CRYSTALLIZER (X-210)

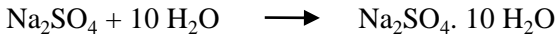
Fungsi: Mengkristalkan larutan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  menjadi  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  dengan pendingin ammonia



Arus <10> adalah massa masuk dari tangki intermediate (F-214)

Komponen	Massa (kg)
NaCl	122,56
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	5228,13
$\text{H}_2\text{O}$	9413,30
Impurities	33,21
Total	14797,20

Reaksi yang terjadi :



Kelarutan  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  = 0,05 kg/kg water (suhu  $5^\circ\text{C}$ )

$$\begin{aligned} \text{Mol Na}_2\text{SO}_4 \text{ masuk} &= \text{massa Na}_2\text{SO}_4 \text{ masuk} / \text{BM Na}_2\text{SO}_4 \\ &= 5228,13 / 143,99 \\ &= 36,31 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O} \text{ mula} &= \text{massa H}_2\text{O} \text{ masuk} / \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 9413,30 / 18,01 \\ &= 522,79 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O} \text{ bereaksi} &= 10 \times \text{mol Na}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} \\ &= 10 \times 36,31 \text{ kmol} \\ &= 363,10 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O} \text{ bereaksi} &= \text{mol H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 363,10 \times 18,01 \\ &= 6537,95 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa H}_2\text{O tidak bereaksi} &= \text{massa H}_2\text{O masuk} - \text{massa H}_2\text{O} \\ & \hspace{15em} \text{bereaksi} \\ &= 9413,30 - 6537,95 \\ &= 2875,35 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O yang tidak terkristalkan} &= \text{kelarutan Na}_2\text{SO}_4 \times \text{Massa H}_2\text{O tidak} \\ & \hspace{15em} \text{bereaksi} \\ &= 0,05 \times 2875,35 \text{ kg} \\ &= 143,77 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O dari reaksi} &= \text{mol Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O terbentuk} \times \text{BM} \\ &= 36,31 \times 324,04 \\ &= 11766,08 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa kristal Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O yang terbentuk} &= \text{massa Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O dari reaksi} - \text{massa} \\ & \hspace{10em} \text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O yang tidak terkristalkan} \\ &= 11766,08 - 143,77 \\ &= 11622,32 \text{ kg}\end{aligned}$$

Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>·10H<sub>2</sub>O yang tidak terkristalkan terdispersi dalam larutan dalam bentuk Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>



$$\begin{aligned}\text{Mol Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O yang tidak terkristalkan} &= \text{massa Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O yang tidak terkristalkan} / \\ & \hspace{10em} \text{BM Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O} \\ &= 143,77 / 324,04 \\ &= 0,44 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O} &= \text{mol Na}_2\text{SO}_4 = 1/10 \text{ H}_2\text{O} \\ &= 0,44 \text{ kmol} = 4,44 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Na}_2\text{SO}_4 \text{ dalam larutan} &= \text{mol Na}_2\text{SO}_4 \text{ terdispersi} \times \text{BM} \\ &= 0,44 \times 143,99 \\ &= 63,88 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O} \text{ dari kristal} &= \text{mol H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 4,44 \times 18,01 \\ &= 79,89 \text{ kg} \end{aligned}$$

### Neraca massa crystallizer (X-210)

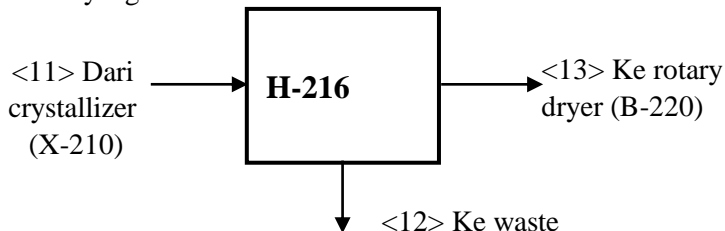
Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<10>	<11>
NaCl	122,56	122,56
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5228,13	63,88
H <sub>2</sub> O	9413,30	2955,24
Impurities	33,21	33,21
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ·10H <sub>2</sub> O		11622,32
Total	14797,20	14797,20

### 5. CENTRIFUGE (H-216)

Fungsi: Memisahkan kristal Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>·10H<sub>2</sub>O dengan larutan yang tidak terkristalkan oleh crystallizer

Asumsi:

- Liquid terikut <13> = 10% berat solid
- Kristal yang terlarut <12> = 1% dari kristal masuk



Arus <11> adalah massa masuk dari crystallizer (X-210)

Komponen	Massa (kg)
NaCl	122,56
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	63,88
H <sub>2</sub> O	2955,24
Impurities	33,21
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ·10H <sub>2</sub> O	11622,32
Total	14797,20

Kristal yang terlarut menjadi larutan sebesar 1% dari massa kristal masuk <11>

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O} \text{ terlarut} &= 1\% \times \text{massa kristal masuk} \\
 &\quad <11> \\
 &= 1\% \times 11622,32 \text{ kg} \\
 &= 116,22 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Maka, kristal Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>·10H<sub>2</sub>O pada arus <13> adalah sebagai berikut,**

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O} \text{ pada arus } <13> &= \text{massa masuk} - \text{massa} \\
 &\quad \text{terlarut} \\
 &= 11622,32 \text{ kg} - \\
 &\quad 116,22 \text{ kg} \\
 &= 11506,09 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Liquid yang terikut keluar menuju aliran <13> adalah sebesar 10% dari total massa, sehingga jumlah kristal adalah 90%.

$$\begin{aligned}
 \text{Total massa } <13> &= \frac{100\%}{90\%} \times \text{Massa kristal pada arus } <13> \\
 &= \frac{100\%}{90\%} \times 11506,09 \\
 &= 12784,55 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total massa liquid terikut} = \text{Total massa } <13> - \text{Massa kristal } <13>$$



$$= 12784,55 - 11506,09$$

$$= 1278,45 \text{ kg}$$

Contoh perhitungan fraksi massa liquid masuk crystallizer pada arus <11> :

$$\text{Fraksi massa NaCl} = \frac{\text{massa NaCl}}{\text{massa total liquid masuk}}$$

$$= \frac{122,56 \text{ kg}}{3174,89 \text{ kg}}$$

$$= 0,039$$

Sehingga, fraksi massa liquid masuk adalah sebagai berikut

Komponen	Massa (kg)	Fraksi massa
NaCl	122,56	0,039
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	63,88	0,020
H <sub>2</sub> O	2955,24	0,931
Impurities	33,21	0,010
Total	3174,89	1,000

Liquid yang terikut keluar bersama kristal <13> adalah sebagai berikut.

$$\text{Massa NaCl pada arus <13>} = \text{fraksi NaCl} \times \text{total liquid yang terikut}$$

$$= 0,039 \times 1278,45 \text{ kg}$$

$$= 49,35 \text{ kg}$$

Sehingga, massa masing-masing komponen liquid pada arus <13> adalah sebagai berikut

Komponen	Massa (kg)
NaCl	49,35
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	25,72
H <sub>2</sub> O	1190,01
Impurities	13,37
Total	1278,45

Filtrat adalah komponen masuk yang tidak menjadi kristal dan keluar ke arus <12> menuju waste water treatment

Contoh perhitungan massa komponen filtrat menuju waste:

$$\begin{aligned} \text{Massa NaCl pada arus } <12> &= \text{massa liquid NaCl masuk } <11> \\ &\quad - \text{ massa NaCl keluar produk } <13> \\ &= 122,560 \text{ kg} - 49,35 \text{ kg} \\ &= 73,208 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Sehingga, massa masing-masing komponen filtrat pada arus <12> adalah sebagai berikut**

Komponen	Massa (kg)
NaCl	73,21
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	38,16
H <sub>2</sub> O	1765,23
Impurities	19,84
Total	1896,43

### Neraca massa centrifuge (H-216)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<11>	<12>	<13>
NaCl	122,56	73,21	49,35
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	63,88	38,16	25,72
H <sub>2</sub> O	2955,24	1765,23	1190,01
Impurities	33,21	19,84	13,37
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .10H <sub>2</sub> O	11622,32	116,22	11506,09
Total	14797,20	2012,65	12784,55
	14797,20	14797,20	

### Aliran 12

Aliran 12 merupakan aliran filtrat dari centrifuge, sebagian filtrat ini digunakan sebagai recycle menuju reaktor (R-120). Aliran recycle dan purge (sebagai waste) memiliki perbandingan 1:1. Adanya recycle menuju reaktor, diharapkan dapat mengurangi jumlah fresh water process yang digunakan sebagai pelarut.

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang direcycl} &= \text{Jumlah air di filtra} / 2 \\ &= 1765,23 \text{ kg} / 2 \\ &= 882,61 \text{ kg} \end{aligned}$$

Adanya recycle ini, mengurangi fresh water process yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} \text{Fresh feed water process baru} &= \text{Fresh feed water sebelum ada} \\ &\quad \text{recycle} - \text{water process recycle} \\ &= 9508,39 \text{ kg} - 882,61 \text{ kg} \\ &= 8625,77 \text{ kg} \end{aligned}$$

NB: Pada aliran recycle, komponen yang mempengaruhi proses adalah air. Sedangkan komponen lain tidak berpengaruh terhadap jumlah produk yang dihasilkan. Karena mengikuti kaidah bahwa jumlah komponen masuk sama dengan jumlah komponen keluar.

## 6. ROTARY DRYER (B-220)

Fungsi : Mengeringkan kristal  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  dengan udara kering

<15> ke cyclone

(H-223)

<13> dari  
centrifuge

(H-213)



<14> udara kering  
masuk

<18> ke screen  
(H-226)

Dasar perhitungan:

1.  $C_p \text{ Solid} = c_p \text{ Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  (diasumsikan konstan)
2. Panas hilang ( $Q_{\text{loss}}$ ) = 5% dari panas masuk
3. Udara panas masuk pada suhu  $50^\circ\text{C}$  dan relative humidity 2%

$$T_{G2} = 50^\circ\text{C}$$

Dengan menggunakan ChE-tools , diperoleh:

Humidity udara masuk ( $H_2$ ) = 0,002 kg  $\text{H}_2\text{O}$ /kg udara kering

4. Untuk rotary dryer, harga  $N_t$  yang ekonomis berkisar antara 1,5 sampai 2,5 sehingga diambil  $N_t = 2$

(Perry 7th Ed. Hal 12-54)

5. Dengan menggunakan ChE-tools, untuk  $T_{G2} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$

dengan  $H_2 = 0,002 \text{ H}_2\text{O/kg}$  udara kering

$T_w = 19,36 \text{ }^\circ\text{C}$

$$Nt = \ln \frac{(T_{G2} - T_w)}{(T_{G1} - T_w)}$$

(McCabe 5th Ed. Eq. 24.8 Hal. 773)

$T_{G1} = 23,51 \text{ }^\circ\text{C}$

Rate solid masuk ( $L_s$ ) = 12784,55 kg

$\text{H}_2\text{O}$  masuk = 1190,01 kg

Kristal  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  masuk = 11506,09 kg

Suhu solid masuk ( $T_{S1}$ ) =  $5 \text{ }^\circ\text{C}$

Suhu solid keluar ( $T_{S2}$ ) =  $31 \text{ }^\circ\text{C}$

Kapasitas panas solid ( $C_{p_s}$ ) = 161 kcal/K.kmol

$$= \frac{161 \text{ kcal/K.kmol}}{\text{BM kg/kmol}}$$

$$= \frac{161}{324} \text{ kcal/K.kg}$$

$$= 0,50 \text{ kcal/K.kg}$$

Kapasitas udara ( $C_{p_a}$ ) = 4,22 kJ/kg

$$= 1,01 \text{ kcal/kg}$$

Suhu referen ( $T_0$ ) =  $25 \text{ }^\circ\text{C}$

Panas latent ( $\lambda_0$ ) = 2442,31 kJ/kg

$$= 583,71 \text{ kcal/kg}$$

$$X_1 = \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\text{massa feed kering}}$$

$$= \frac{1190,01}{11506,09} \text{ kg}$$

$$= 0,10 \text{ kg H}_2\text{O/kg solid kering}$$

Kadar air dalam produk keluar dapat dihitung menggunakan goalseek pada neraca massa produk

$X_2 = 0,003 \text{ kg H}_2\text{O/kg solid kering}$

Neraca massa komponen air

$$\begin{aligned}
 G.H_2 + L_S.X_1 &= G.H_1 + L_S.X_2 \\
 0,002 G + 1322,23 &= G.H_1 + 37,08 \\
 0,002 G + 1285,15 &= G.H_1 \\
 G.H_1 &= 1285,15 + 0,002 G \dots\dots\dots (1)
 \end{aligned}$$

Komponen masuk

Entalpi udara panas masuk

$$\begin{aligned}
 H'_{G2} &= C_S (T_{G2} - T_0) + H_2 \cdot \lambda_0 \\
 &= ( 1,005 + 1,88 H_2 )( 50 - 25 ) + ( 0,0015 \\
 &\quad \times 583,71 ) \\
 &= ( 1,005 + 1,88 ( 0,002 ) ) ( 25 ) + 0,88 \\
 &= 26,07 \text{ kcal/kg udara kering}
 \end{aligned}$$

Entalpi feed masuk

$$\begin{aligned}
 H'_{S1} &= C_{pS} (T_{S1} - T_0) + X_1 \cdot C_{pa} (T_{S1} - T_0) \\
 &= 0,50 ( 5 - 25 ) + 0,10 \times 1,01 ( 5 - 25 ) \\
 &= -9,94 + -2,08 \\
 &= -12,02 \text{ kcal/kg udara kering}
 \end{aligned}$$

Komponen keluar

Entalpi udara keluar:

$$\begin{aligned}
 H'_{G1} &= C_S (T_{G1} - T_0) + H_1 \cdot \lambda_0 \\
 &= ( 1,005 + 1,88 H_1 )( T_{G1} - T_0 ) + ( H_1 \times 583,7 ) \\
 &= ( 1,005 + 1,88 H_1 )( 23,51 - 25 ) + 583,7 H_1 \\
 &= ( ( 1,005 + 1,88 H_1 ) \times -1,49 ) + 583,7 H_1 \\
 &= -1,50 + -2,81 H_1 + 583,7 H_1 \\
 &= -1,50 + 580,90 H_1 \dots\dots\dots (2)
 \end{aligned}$$

Entalpi produk keluar:

$$\begin{aligned}
 H'_{S2} &= C_{pS} (T_{S2} - T_0) + X_2 \cdot C_{pa} (T_{S2} - T_0) \\
 &= 0,50 ( 31 - 25 ) + 0,003 \times 1,01 ( 31
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & - 25 ) \\
 & = 2,98 + 0,02 \\
 & = 3,00 \text{ kcal/kg solid kering}
 \end{aligned}$$

Neraca panas rotary dryer

$$\begin{aligned}
 G \cdot H'_{G2} + L_S \cdot H'_{S1} &= G \cdot H'_{G1} + L_S \cdot H'_{S2} + Q_{\text{loss}} \\
 G \cdot H'_{G2} + L_S \cdot H'_{S1} &= G \cdot H'_{G1} + L_S \cdot H'_{S2} + 5\% \times (G \cdot H'_{G2} + L_S \cdot H'_{S1}) \\
 26,07 \text{ G} + -153685,66 &= G \cdot H'_{G1} + 38335,99 + 1,30 \text{ G} \\
 &+ -7684,28 \\
 26,07 \text{ G} - 1,30 \text{ G} &= G \cdot H'_{G1} + 184337,36 \\
 24,77 \text{ G} &= ( -1,50 + 580,9 H_1 ) \text{ G} + \\
 &184337,36 \\
 26,27 \text{ G} - 580,9 \text{ GH}_1 &= 184337,36 \dots\dots\dots(3)
 \end{aligned}$$

Substitusi persamaan (1) ke persamaan (3)

$$\begin{aligned}
 26,27 \text{ G} - 580,9 ( 1285,15 + 0,002 \text{ G} ) &= 184337,36 \\
 26,27 \text{ G} - 746551,96 - 0,87 \text{ G} &= 184337,36 \\
 25,40 \text{ G} &= 930889,32 \\
 \text{G} &= 36653,59 \\
 &\text{kg udara} \\
 &\text{panas/jam}
 \end{aligned}$$

Substitusi nilai G ke persamaan (1)

$$\begin{aligned}
 G \cdot H_1 &= 1285,15 + 0,002 \text{ G} \\
 36653,59 \text{ H}_1 &= 1285,15 + 54,98 \\
 \text{H}_1 &= 0,04 \text{ kg H}_2\text{O/kg udara kering}
 \end{aligned}$$

Perhitungan neraca massa komponen pada aliran <18>

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} &= L_S \cdot X_2 \\
 &= 12784,55 \times 0,003 \\
 &= 37,08 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Perhitungan neraca massa komponen pada aliran <15>

$$\begin{aligned} \text{Uap H}_2\text{O} &= (\text{Feed H}_2\text{O masuk} + (G \times \text{H}_2)) - \text{H}_2\text{O produk} \\ &= (1190,01 + 54,98) - 37,08 \\ &= 1207,91 \text{ kg} \end{aligned}$$

1% solid terikut udara menuju cyclone

Contoh perhitungan massa solid terikut udara menuju cyclone

$$\begin{aligned} \text{Massa NaCl} &= 1\% \times 49,35 \\ &= 0,49 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Sehingga massa komponen terikut udara menuju cyclone <15> dapat dituliskan sebagai berikut**

Komponen	Massa (kg)
NaCl	0,49
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,26
Impurities	0,13
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .10H <sub>2</sub> O	115,06
Total	115,95

**Neraca massa rotary dryer (B-220)**

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)	
	<13>	<14>	<15>	<18>
NaCl	49,35		0,49	48,86
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	25,72		0,26	25,47
H <sub>2</sub> O	1190,01	54,98	1207,91	37,08
Impurities	13,37		0,13	13,24
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .10H <sub>2</sub> O	11506,09		115,06	11391,03
Udara kering		36653,59	36653,59	
Total	12784,55	36708,57	37977,44	11515,67
		49493,11		49493,11

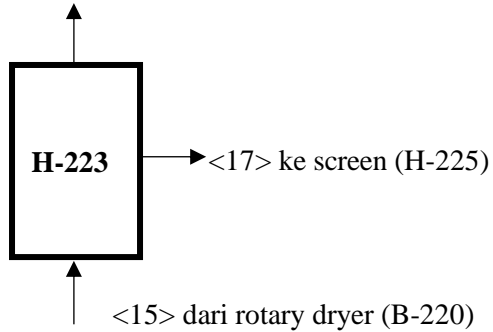
### 7. CYCLONE (H-223)

Fungsi: Memisahkan udara kering yang keluar dari rotary dryer dengan partikel-partikel yang terikut

Asumsi :

\* Efisiensi cyclone adalah 85% (Coulson vol. 6 hal. 449)

\* Seluruh udara kering dibuang ke atmosfer  
<16> Ke atmosfer



Arus <15> adalah massa masuk dari rotary dryer (B-220)

Komponen	Massa (kg)
NaCl	0,49
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,26
H <sub>2</sub> O	1207,91
Impurities	0,13
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .10H <sub>2</sub> O	115,06
Udara	36653,59
Total	37977,44

Contoh perhitungan massa komponen yang terikut ke atmosfer

$$\begin{aligned}
 \text{Massa NaCl ke atm} &= 15\% \times \text{massa NaCl} \\
 &= 15\% \times 0,49 \text{ kg} \\
 &= 0,07 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Contoh perthitungan massa komponen yang menuju storage

$$\text{Massa NaCl menuju screen} = \text{massa NaCl masuk} - \text{massa NaCl}$$



$$\begin{aligned} & \text{ke atmosfer} \\ & = 0,49 \text{ kg} - 0,07 \text{ kg} \\ & = 0,42 \text{ kg} \end{aligned}$$

Diasumsikan kristal  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  yang keluar menuju screen memiliki kemurnian sama dengan produk akhir, yaitu 99%. Sehingga kadar air pada kristal dapat dihitung sbb:

$$\begin{aligned} \text{Kemurnian} &= \frac{\text{massa kristal}}{\text{massa total komponen}} \\ &= \frac{\text{massa kristal}}{(\text{massa kristal} + \text{massa air} + \text{massa komponen lain})} \\ \text{Massa air} &= \left( \frac{\text{massa kristal}}{\text{kemurnian}} \right) - (\text{massa kristal} + \text{komponen lain}) \\ &= 0,24 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sehingga, massa komponen yang menuju ke screen <17> adalah

Komponen	Massa (kg)
NaCl	0,42
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	0,22
$\text{H}_2\text{O}$	0,24
Impurities	0,11
$\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	97,80
Total	98,79

Sehingga, massa komponen ke atmosfer adalah

Komponen	Massa (kg)
NaCl	0,07
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	0,04
$\text{H}_2\text{O}$	1207,68
Impurities	0,02
$\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	17,26
Udara	36653,59

Total	37878,65
-------	----------

**Neraca massa cyclone (H-223)**

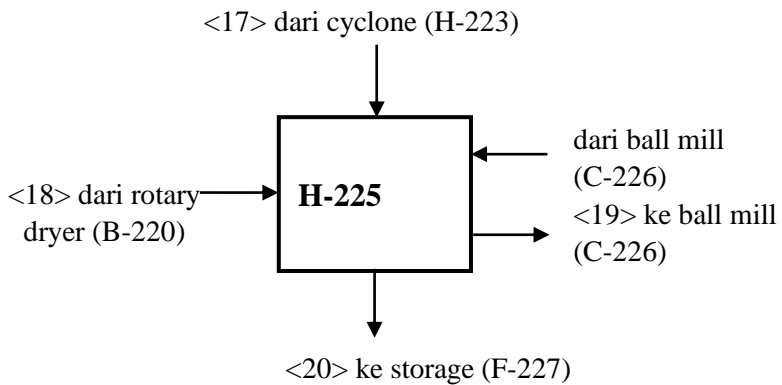
Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<15>	<16>	<17>
NaCl	0,49	0,07	0,42
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,26	0,04	0,22
H <sub>2</sub> O	1207,91	1207,68	0,24
Impurities	0,13	0,02	0,11
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .10H <sub>2</sub> O	115,06	17,26	97,80
Udara	36653,59	36653,59	
Total	37977,44	37878,65	98,79
		37977,44	

**8. SCREEN (H-225)**

Fungsi: Menyeragamkan ukuran kristal dengan ukuran 200 mesh

Asumsi

- \* 10% partikel dari rotary dryer dan cyclone berukuran +200 mesh
- \* Seluruh partikel yang telah dihaluskan ball mill telah berukuran +200 mesh



Arus <17> dan <18> adalah arus masuk dari cyclone dan rotary dryer

Komponen	Massa (kg)		
	<17>	<18>	Total
NaCl	0,42	48,86	49,28
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,22	25,47	25,69
H <sub>2</sub> O	0,24	37,08	37,31
Impurities	0,11	13,24	13,35
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ·10H <sub>2</sub> O	97,80	11391,03	11488,84
Total	98,79	11515,67	11614,46

Contoh perhitungan massa komponen NaCl yang berukuran +200 mesh

$$\begin{aligned}
 \text{Massa NaCl +200mesh} &= 10\% \times \text{Massa NaCl dari rotary dan cyclone} \\
 &= 10\% \times 49,28 \text{ kg} \\
 &= 4,93 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Sehingga, massa komponen yang berukuran +200 mesh dapat dituliskan sebagai berikut**

Komponen	Massa (kg)
NaCl	4,93
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,57
H <sub>2</sub> O	3,73
Impurities	1,34
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ·10H <sub>2</sub> O	1148,88
Total	1161,45

Contoh perhitungan massa komponen yang menuju ball mill

$$\begin{aligned}
 \text{Massa NaCl} &= \text{massa masuk} - \text{massa NaCl +200 mesh} \\
 &= 49,28 - 4,93 \\
 &= 44,35 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Sehingga, massa komponen yang menuju ball mill <19> dapat dituliskan sebagai berikut

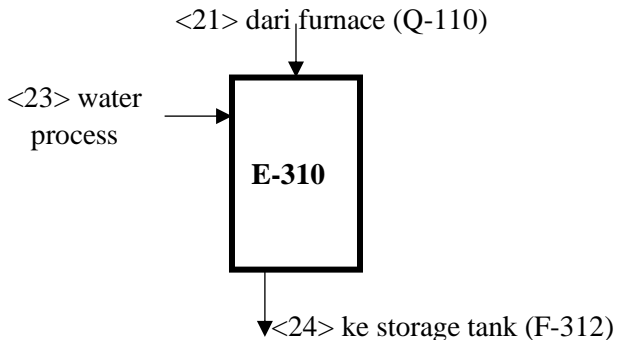
Komponen	Massa (kg)
NaCl	44,35
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	23,12
H <sub>2</sub> O	33,58
Impurities	12,02
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .10H <sub>2</sub> O	10339,95
Total	10453,02

**Neraca massa screen (H-225)**

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)	
	<17>	<18>	<19>	<20>
NaCl	0,42	48,86	44,35	4,93
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,22	25,47	23,12	2,57
H <sub>2</sub> O	0,24	37,08	33,58	3,73
Impurities	0,11	13,24	12,02	1,34
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .10H <sub>2</sub> O	97,80	11391,03	10339,95	1148,88
Total	98,79	11515,67	10453,02	1161,45
	11614,46		11614,46	

**9. SPRAY CONDENSER (E-310)**

Fungsi: Mengubah fase HCl dari gas menjadi liquid dengan penyemprotan air



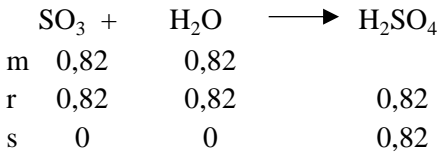
Komponen pada arus <21>

Komponen	Massa (kg)	mol (kmol)
H <sub>2</sub> O	117,20	6,51
SO <sub>3</sub>	65,99	0,82
HCl	2636,64	72,32
Total	2819,83	79,65

Mol komponen masuk = massa komponen masuk / BM

Contoh: mol SO<sub>3</sub> masuk = massa SO<sub>3</sub> masuk/BM SO<sub>3</sub>  
 = 65,99 kg / 80,04 kg/kmol  
 = 0,82 kmol

Reaksi pembentukan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>



H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang terbentuk = mol H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> x BM H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>  
 = 0,82 x 98,04  
 = 80,84 kg

H<sub>2</sub>O yang dibutuhkan = mol H<sub>2</sub>O x BM H<sub>2</sub>O  
 = 0,82 x 18,01  
 = 14,85 kg

Komponen	Massa (kg)	mol (kmol)
H <sub>2</sub> O	117,20	6,51
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	80,84	0,82
HCl	2636,64	72,32
Total	2834,67	79,65

Diinginkan HCl dengan konsentrasi 32%

$$\begin{aligned} \text{Air yang dibutuhkan} &= \frac{0,68 \times \text{Massa HCl}}{0,32} \\ &= \frac{0,68 \times 2636,64}{0,32} \\ &= 5602,86 \text{ kg} \end{aligned}$$

Total H<sub>2</sub>O yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} &= 5602,86 - 117,20 + 14,85 \\ &= 5500,51 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Neraca massa spray condenser (E-310)**

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<21>	<23>	<24>
H <sub>2</sub> O	117,20	5500,51	5602,86
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>			80,84
SO <sub>3</sub>	65,99		
HCl	2636,64		2636,64
Total	2819,83	5500,51	8320,34
		8320,34	8320,34

## APPENDIKS B NERACA PANAS

1. Kapasitas produksi = 90000 ton/tahun
2. Hari kerja = 330 hari
3. Jam kerja = 24 jam/hari
4. Jumlah produksi = 11363,6 kg/jam
5. Basis perhitungan = 1 jam operasi
6. Tref = 298,2 K = 25 °C

### Berat molekul masing-masing komponen

Komponen	Nama senyawa	Berat molekul (kg/kmol)
NaCl	Natrium klorida	59,43
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Asam sulfat	98,04
H <sub>2</sub> O	Air	18,01
HCl	Asam klorida	36,46
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Natrium sulfat	143,99
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ·10H <sub>2</sub> O	Natrium sulfat dekahidrat	324,04
CaSO <sub>4</sub>	Kalsium sulfat	136,10
MgSO <sub>4</sub>	Magnesium sulfat	120,33
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	Natrium karbonat	107,94
Ca(OH) <sub>2</sub>	Kalsium hidroksida	74,07
Mg(OH) <sub>2</sub>	Magnesium hidroksida	58,30
CaCl <sub>2</sub>	Kalsium klorida	110,98
CaCO <sub>3</sub>	Kalsium karbonat	100,06
SO <sub>3</sub>	Sulfur trioksida	80,04
Udara		28,85

*(Perry's 7th edition, tabel 2-1)*

Data kapasitas panas (Cp) untuk beberapa komponen

Senyawa	a	b	c	d	Satuan
NaCl (s)	5,526	0,0020	0	-104700	cal/K.mol
HCl (g)	6,7	0,0084	0	0	cal/K.mol
HCl 32% (l)	2,55				kJ/kg.K
CaCl <sub>2</sub> (s)	8,646	0,00153	0	-30200	cal/K.mol
CaCO <sub>3</sub> (s)	12,572	0,00264	0	-312000	cal/K.mol
SO <sub>3</sub> (g)	19,21	0,137	-0,00012		J <sup>o</sup> C.mol
H <sub>2</sub> O	1				cal/g.C
H <sub>2</sub> O (l)	75,4	0	0	0	cal/ <sup>o</sup> C.mol
H <sub>2</sub> O (g)	8,22	0,00015	1,3E-06		cal/K.mol
O <sub>2</sub>	3,693	0,00051	0	-22700	cal/K.mol
N <sub>2</sub> (g)	3,28	0,00059	0	4000	cal/K.mol
CO <sub>2</sub> (g)	5,457	0,00105	0	115700	cal/K.mol
NO <sub>2</sub> (g)	4,982	0,0012	0	-79200	cal/K.mol
SO <sub>2</sub> (g)	5,699	0,0008	0	-101500	cal/K.mol
NH <sub>3</sub>	22,626	-0,10075	0,00019	0	cal/K.mol
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 98%	0,34				cal/g.°C
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (s)	32,8				cal/K.mol
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> . 10H <sub>2</sub> O	161				cal/K.mol
CaSO <sub>4</sub> (s)	18,52+0,02197T-156800/T <sup>2</sup>				cal/K.mol
MgSO <sub>4</sub> (s)	26,7				cal/K.mol
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> (s)	28,9				cal/K.mol
Ca(OH) <sub>2</sub> (s)	21,4				cal/K.mol
Mg(OH) <sub>2</sub> (s)	18,2				cal/K.mol
NaCl (l)	15,9				cal/K.mol
Impurities	0,3				cal/K.gr
Udara	6,557	0,00015	-2,1E-08	0	J/K.mol
Udara kering	1				kJ/kg.K

(Perry's Chemical Engineers Handbook, edisi 7. Tabel 2-194 hal 2-161)



sampai 2-168; *Chemical Engineering Thermodynamics*, edisi 6. Tabel C.1 sampai C.3;  
*Chemical Process Principles Part I*, edisi 2. Appendix Tabel C;  
*Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*, edisi 6. Tabel F 1)

Rumus untuk mencari enthalpi suatu zat :

$$H_i = \int_{T_{ref}}^T m \cdot C_p \cdot dT$$

$$C_p = a + bT + cT^2$$

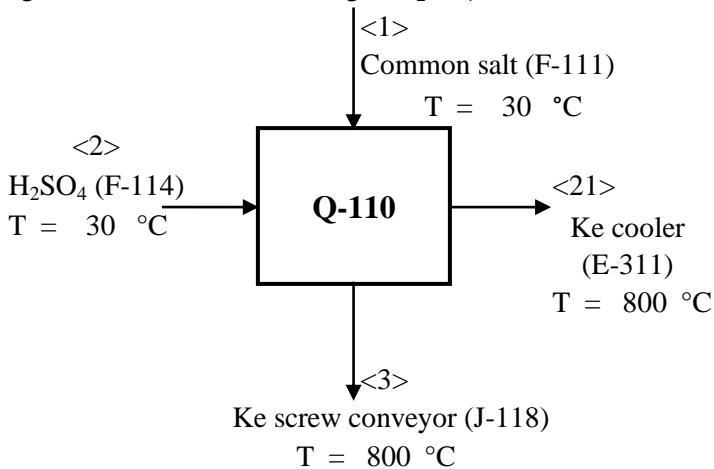
$$C_{p_{avg}} = \left\{ a (T - T_{ref}) + \frac{b}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{c}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \dots \right\}$$

*(Himmelblau, david 6th Ed, hal 386)*

Maka  $H_i = m \times C_p \times (T - T_{ref})$

### 1. FURNACE (Q-110)

Fungsi : Mereaksikan NaCl dengan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> untuk membentuk Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>



Menghitung besarnya enthalpi yang masuk ke dalam furnace

Contoh perhitungan pada komponen NaCl

$$H_i = \int_{T_{ref}}^T n_{NaCl} \cdot C_p \cdot dT$$

*(Himmelblau, david 6th Ed, hal 386)*

dengan  $T_{ref} = 25 \text{ °C} = 298,15 \text{ K}$

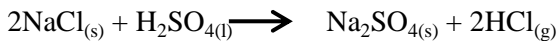
$$\begin{aligned}
 T_{\text{NaCl masuk}} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} \\
 H_i &= 73,80 \int_{298,15}^{303,15} a + bT + cT^{-2} + dT^{-2} \\
 &= 73,80 \times aT + b/2 T^2 + c/3 T^3 - dT^{-1} \\
 &= 73,80 \times 5.526 T + 0.002/2 T^2 + 0 - (-104700 T^{-1}) \\
 &= 1829,33 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

Dari contoh perhitungan di atas, dapat diperoleh nilai Enthalpi masing-masing komponen yang masuk ke dalam Furnace dari aliran <1> dan <2> sebagai berikut:

Komponen	Massa (kg)	Mol (kgmol)	T (°C)	T (K)	Cp.dT	H (kcal)
NaCl	4385,70	73,80	30	303,15	24,79	1829,33
CaCl <sub>2</sub>	32,54	0,29	30	303,15	43,86	12,86
CaSO <sub>4</sub>	18,41	0,14	30	303,15	134,30	18,16
MgSO <sub>4</sub>	1,80	0,01	30	303,15	133,50	2
H <sub>2</sub> O	102,35	5,68	30	303,15	5	511,75
Impurities	33,21	0	30	303,15	1,5	49,82
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3626,00	36,98	30	303,15	1,7	6164,20
<b>TOTAL</b>						8588,11

Menghitung panas reaksi

Reaksi yang terjadi:



Nilai  $\Delta h^\circ f$  setiap komponen pada reaksi diatas

Komponen	$\Delta h^\circ f$ (kcal/mol)
NaCl	-98,321
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-129,69
HCl	-22,063
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-330,5

(Perry 7th Edition, Tabel 2-220 hal 2-186)

Jumlah mol komponen - yang bereaksi serta produk yang dihasilkan

Komponen	Mol (kmol)
NaCl	70,78
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	35,39
HCl	70,78
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	35,39

$$\Delta h_{rxn} = \sum h_f \text{ produk} - \sum h_f \text{ reaktan} \quad (\text{Himmelblau, 6th Ed, hal 441})$$

$$\Delta h_{rxn} = ((-330,50 \times 35,39) + (-22,06 \times 70,78)) - ((-98,32 \times 70,78) + (-129,69 \times 35,39))$$

$$\Delta h_{rxn} = 3688,48 \text{ kcal}$$

<21> Ke cooler

Komponen	Massa (kg)	(kgmol)	T (°C)	T (K)	Cp.dT	H (kcal)
SO <sub>3</sub>	65,99	0,82	800	1073,2	38717,55	7629,80
H <sub>2</sub> O	117,20	6,51	800	1073,2	6990,40	45499,20
HCl	2636,64	72,32	800	1073,2	9656,08	698329,18
<b>TOTAL</b>						<b>751458,18</b>

<3> Ke screw conveyor

Komponen	Massa (kg)	(kgmol)	T (°C)	T (K)	Cp.dT	H (kcal)
NaCl	87,71	1,48	800	1073,2	5072,14	7486,09
CaCl <sub>2</sub>	32,54	0,29	800	1073,2	7440,51	2181,31
CaSO <sub>4</sub>	18,41	0,14	800	1073,2	26407,19	3571,00
MgSO <sub>4</sub>	1,80	0,01	800	1073,2	20692,50	309,54
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5206,51	36,16	800	1073,2	25420,00	919189,00
Impurities	33,21		800	1073,2	232,50	7721,33
<b>TOTAL</b>						<b>940458,25</b>

Total enthalpy keluar = Enthalpy masuk spray condensate + enthalpy masuk screw conveyor

$$= 751458,18 + 940458,25$$

$$= 1691916,43 \text{ kcal}$$

Asumsi  $Q_{\text{loss}} = 5\%$  dari  $H_{\text{in}}$

Heat combustion of methane = 802,3 kJ/mol

$$= 191749,7 \text{ kcal/kmol}$$

$$H_{\text{in}} + Q_{\text{fuel}} = H_{\text{out}} + H_{\text{rxn}} + Q_{\text{loss}}$$

maka,

$$8588,11 + 191750 \text{ m} = 1691916,43 + 3688,48 + 429,41 + 9587,49 \text{ m}$$

$$182162,22 \text{ m} = 1687446,21$$

$$\text{m} = 9,26 \text{ kmol}$$

Massa methane yang dibutuhkan untuk pembakaran

$$= 9,26 \times 16$$

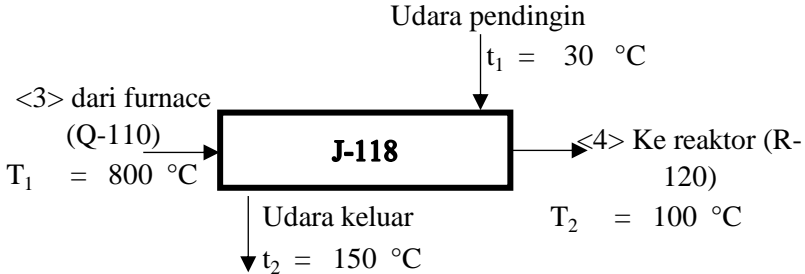
$$= 148,21 \text{ kg}$$

### Neraca Panas Furnace (Q-110)

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
Panas dari fuel ( $Q_{\text{fuel}}$ )	1776259,17	
Enthalpy masuk furnace	8588,11	
Enthalpy keluar ke cooler		751458,18
Enthalpy keluar ke screw conveyer		940458,25
Total panas hilang ( $Q_{\text{loss}}$ )		89242,36
Panas reaksi ( $\Delta_{\text{rxn}}$ )		3688,48
<b>TOTAL</b>	1784847,28	1784847,28

## 2. SCREW CONVEYOR (J-118)

Fungsi : Mengalirkan dan mendinginkan *Slurry* Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> menuju tangki penampung sementara sebelum akhirnya dialirkan ke reaktor



Menghitung besarnya Enthalpy masuk dari furnace (Q-110)

Contoh perhitungan Enthalpy masuk dari furnace (Q-110) untuk senyawa MgSO<sub>4</sub>

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ °C} = 298,2 \text{ K}$$

$$T_1 = 800 \text{ °C} = 1073,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{MgSO}_4} &= \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} n_{\text{MgSO}_4} \cdot C_p \cdot dT \\ &= 0,015 \int_{298,15}^{1073,15} 26,7 \, dT \\ &= 0,015 [ 26,7 \, T ]_{298,15}^{1073,15} \\ &= 0,015 ( 26,7 ( 1073,15 - 298,15 ) ) \\ &= 0,015 \times 20692,5 \\ &= 309,5 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan contoh perhitungan seperti diatas, maka didapatkan Enthalpy setiap komponen sebagai berikut:

Enthalpy masuk dari furnace <3>

Komponen	Massa (kg)	Mol (kgmol)	T (°C)	T (K)	Cp.dT	H (kcal)
NaCl	87,71	1,48	800	1073,2	5072,14	7486,09

CaCl <sub>2</sub>	32,54	0,29	800	1073,2	7440,51	2181,31
CaSO <sub>4</sub>	18,41	0,14	800	1073,2	26407,19	3571,00
MgSO <sub>4</sub>	1,80	0,01	800	1073,2	20692,50	309,54
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5206,51	36,16	800	1073,2	25420,00	919189,00
Impurities	33,21		800	1073,2	232,50	7721,33
<b>TOTAL</b>						940458,25

Enthalpy keluar menuju reaktor <4>

Komponen	Massa (kg)	Mol (kgmol)	T (°C)	T (K)	Cp.dT	H (kcal)
NaCl	87,71	1,48	100	373,15	393,28	580,46
CaCl <sub>2</sub>	32,54	0,29	100	373,15	666,61	195,43
CaSO <sub>4</sub>	18,41	0,14	100	373,15	2047,77	276,92
MgSO <sub>4</sub>	1,80	0,01	100	373,15	2002,50	29,96
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5206,51	36,16	100	373,15	2460,00	88953,77
Impurities	33,21		100	373,15	22,50	747,23
<b>TOTAL</b>						90783,75

Mencari kebutuhan udara pendingin

$$\begin{aligned}
 H_{\text{udara pendingin}} &= H_{\text{in}} - H_{\text{out}} \\
 &= 940458,25 - 90783,8 \\
 &= 849674,50 \text{ kcal} = 3555123,42 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Mencari besarnya panas udara keluar ( $t_2$ )

$$\begin{aligned}
 H_{\text{udara pendingin}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 m &= \frac{H_{\text{udara pendingin}}}{C_p \times \Delta t} \\
 m &= \frac{3555123,42}{1 \times (448,2 - 328,2)} \\
 &= 29626 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Mencari besarnya Enthalpy udara pendingin masuk dan keluar

1. Enthalpy masuk dari pendingin udara

$$\text{dengan } T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ K}$$

$$t_1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,2 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{udara masuk}} &= \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{masuk}}} m_{\text{udara}} C_p \, dT \\ &= 29626,029 \int_{298,15}^{303,15} 1 \, dT \\ &= 29626,029 \left[ 1 T \right]_{298,15}^{303,15} \\ &= 29626,029 \left[ 1 ( 303,2 - 298,2 ) \right] \\ &= 29626,029 \times 5 \\ &= 148130,14 \text{ kJ} \\ &= 35403,10 \text{ kcal} \end{aligned}$$

2. Enthalpy keluar dari pendingin udara

$$\text{dengan } T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$t_2 = 150 \text{ } ^\circ\text{C} = 423,15 \text{ K}$$

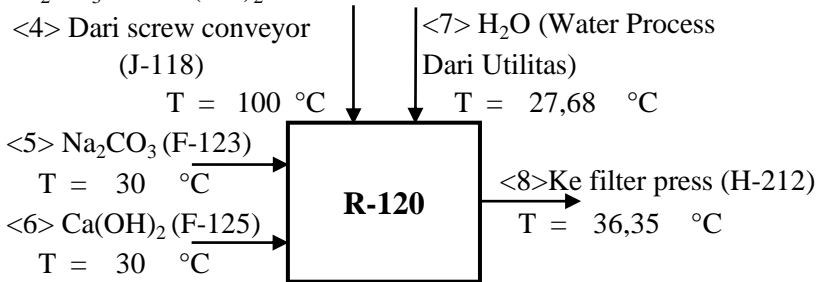
$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{udara keluar}} &= \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{masuk}}} m_{\text{udara}} C_p \, dT \\ &= 29626,03 \int_{298,15}^{423,15} 1 \, dT \\ &= 29626,03 \left[ 1 T \right]_{298,15}^{423,15} \\ &= 29626,03 \times \left[ 1 ( 423,2 - 298,2 ) \right] \\ &= 29626,03 \times 125 \\ &= 3703253,57 \text{ kJ} \\ &= 885077,60 \text{ kcal} \end{aligned}$$

**Neraca panas screw conveyor (J-118)**

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
Enthalpy masuk dari furnace	940458,25	
Enthalpy pendingin udara masuk	35403,10	
Enthalpy ke reaktor		90783,75
Enthalpy pendingin udara keluar		885077,60
<b>TOTAL</b>	<b>975861,36</b>	<b>975861,36</b>

**3. REAKTOR (R-120)**

Fungsi : Mereaksikan campuran garam dalam sodium sulfat dengan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  dan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ .



<4> Enthalpi masuk dari screw conveyor

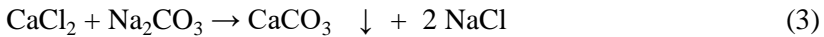
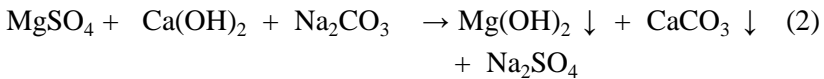
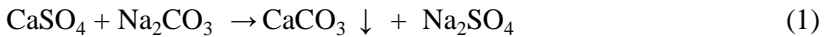
Komponen	Massa (kg)	Mol (kgmol)	T (°C)	T (K)	Cp.dT	H (kcal)
NaCl	87,71	1,48	100	373,15	393,28	580,46
CaCl <sub>2</sub>	32,54	0,29	100	373,15	666,61	195,43
CaSO <sub>4</sub>	18,41	0,14	100	373,15	2047,77	276,92
MgSO <sub>4</sub>	1,80	0,01	100	373,15	2002,50	29,96
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5206,51	36,16	100	373,15	2460	88953,77
Impurities	33,21		100	373,15	22,50	747,23
Sub Total						90783,75



<5>, <6>, dan <7> Soda Lime dari tangki penyimpanan dan air dari water process serta recycle

Komponen	Massa (kg)	Mol (kgmol)	T (°C)	T (K)	Cp.dT	H(kcal)
Ca(OH) <sub>2</sub>	1,11	0,01	30	303,15	107	1,60
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	47,86	1,66	30	303,15	144,50	239,28
H <sub>2</sub> O	9508,39	528,07	27,68	300,83	2,68	25494,66
Sub Total						25735,54
<b>Total Panas Masuk</b>						<b>116519,30</b>

Menghitung Panas Reaksi :



Nilai ΔHf pada 25°C

Komponen	ΔHf (kcal/mol)	Komponen	ΔHf (kcal/mol)
CaSO <sub>4</sub>	-355,66	MgSO <sub>4</sub>	-314,94
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-269,46	Ca(OH) <sub>2</sub>	-235,58
CaCO <sub>3</sub>	-289,5	Mg(OH) <sub>2</sub>	-221,9
NaCl	-97,324	CaCl <sub>2</sub>	-190,6
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-320,5		

(Perry Ed. 8. Tabel 2-178 hal 2-186 sampai 2-194)

Contoh perhitungan panas reaksi pada reaksi 1

$$\Delta H_{f1} 25^\circ\text{C} = \sum hf \text{ produk} - \sum hf \text{ reaktan}$$

(Himmelblau, david 5th Ed, hal 441)

$$= \Delta H_f (\text{CaCO}_3 + \text{Na}_2\text{SO}_4) - \sum H_f (\text{CaSO}_4 + \text{Na}_2\text{CO}_3)$$

$$= ( -289,5 + -320,5 ) - ( -355,7 + -269,5 )$$

$$= 15,12 \text{ Kcal/mol CaSO}_4$$

dari contoh perhitungan diatas bisa diperoleh nilai panas reaksi untuk reaksi 2 dan 3

$$\Delta H_{f, 25^{\circ}\text{C}} = -11,92 \text{ Kcal/mol MgSO}_4$$

$$\Delta H_{f, 25^{\circ}\text{C}} = -24,09 \text{ Kcal/mol CaCl}_2$$

$\Delta H_f$  mol yang bereaksi x  $\Delta H_f 25^{\circ}\text{C}$

Komponen	Mol bereaksi	$\Delta H_f$ reaksi
CaSO <sub>4</sub>	0,14	2044,65
MgSO <sub>4</sub>	0,015	-178,31
CaCl <sub>2</sub>	0,29	-7061,79
<b>Total Panas Reaksi</b>		<b>-5195,44</b>

<8> Enthalpi keluar menuju filter press

Komponen	Massa (kg)	Mol (kgmol)	T(°C)	T(K)	Cp.dT	H (kcal)
CaCO <sub>3</sub>	44,36	0,44	36,35	309,5	113,40	50,28
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5228,13	36,31	36,35	309,5	372,26	13516,89
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,87	0,01	36,35	309,5	206,56	3,09
NaCl	122,56	2,06	36,35	309,5	56,61	116,74
Impurities	33,21		36,35	309,5	3,40	113,07
H <sub>2</sub> O	9508,39	528,07	36,35	309,5	11,35	107915
<b>TOTAL</b>						<b>121715</b>

Total panas keluar = Entalpi produk keluar ke filter press + total panas reaksi

$$\text{Total panas keluar} = 121715 + -5195,44$$

$$\text{Total panas keluar} = 116519 \text{ kcal}$$

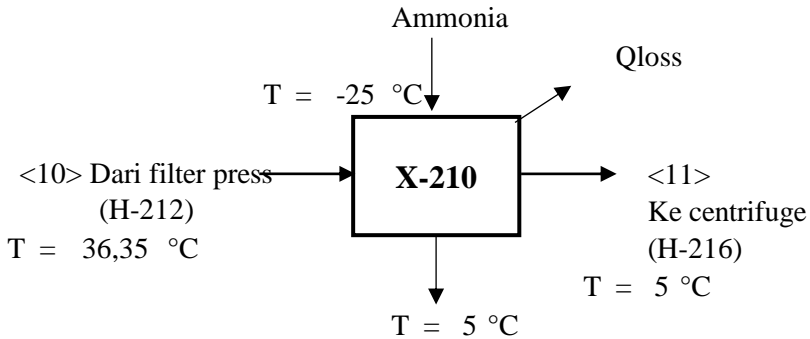
### Neraca Panas Reaktor (R-120)

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
Enthalpy masuk dari screw conveyor	90783,75	
Enthalpy masuk <5>, <6>, dan <7>	25735,54	
Total Panas reaksi ( $\Delta r_{xn}$ )		-5195,44

Enthalpy keluar ke filter press		121714,74
<b>TOTAL</b>	116519,30	116519,30

#### 4. CRYSTALLIZER (X-210)

Fungsi : Mengkristalkan larutan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  menjadi  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  dengan pendingin ammonia



Feed masuk crystallizer pada suhu  $36,35\text{ }^\circ\text{C} = 309,5\text{ K}$

Suhu kristalisasi = suhu keluar dari crystallizer =  $5\text{ }^\circ\text{C}$

<10> Enthalpy yang masuk crystallizer

Komponen	Massa (kg)	Mol (kgmol)	T(°C)	T(K)	Cp.dT	H (kcal)
NaCl	122,56	2,06	36,35	309,5	56,61	116,74
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	5228,13	36,31	36,35	309,5	372,26	13516,89
$\text{H}_2\text{O}$	9413,30	522,79	36,35	309,5	855,75	447378
Impurities	33,21		36,35	309,5	3,40	113,07
<b>TOTAL</b>						<b>461125</b>

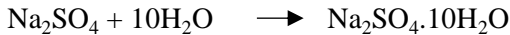
<11> Enthalpy keluar ke centrifuge (H-216)

Komponen	Massa (kg)	Mol (kgmol)	T(°C)	T(K)	Cp.dT	H (kcal)
NaCl	122,56	2,06	5	278,15	-96,58	-199,18
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	63,88	0,44	5	278,15	-656	-291,05
$\text{H}_2\text{O}$	2955,24	164,13	5	278,15	-1508	-247503
Impurities	33,21		5	278,15	-6	-199,26

Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> . 10H <sub>2</sub> O	11622,32	35,87	5	278,15	-3220	-115490
<b>TOTAL</b>						<b>-363683,20</b>

Menghitung panas reaksi

Reaksi yang terjadi :



Nilai  $\Delta h^{\circ}f$  setiap komponen pada reaksi diatas

Komponen	$\Delta h^{\circ}f$ (kcal/mol)
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-320,5
H <sub>2</sub> O	-68,317
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ·10H <sub>2</sub> O	-1033,85

(Perry 8th Edition, hal 2-186)

$$\begin{aligned} \Delta h_{\text{rxn}} &= \sum hf \text{ produk} - \sum hf \text{ reaktan} \\ &= \sum hf (\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}) - \sum hf (\text{Na}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O}) \\ &= ( -1033,85 ) - ( -320,5 + 10 \times -68,32 ) \\ &= -30,18 \text{ kcal/mol} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah Kristal Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O} \text{ yang terbentuk} = 1044,09 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka mol yang terbentuk} &= \frac{\text{Massa kristal Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}}{\text{BM Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}} \\ &= \frac{11622,32}{324,04} \\ &= 35,87 \text{ kgmol} \end{aligned}$$

Besarnya panas kristal Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>·10H<sub>2</sub>O adalah mol yang terbentuk

$$\begin{aligned} &= 35,87 \times -30,18 \\ &= -1082,45 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Menghitung besarnya panas hilang ( $Q_{\text{loss}}$ )

Asumsi :

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times \text{Enthalpy masuk}$$

Kondisi operasi pendingin (amoniak) :

$$T \text{ masuk sistem kristalizer} = -25 \text{ } ^\circ\text{C} = 248,15 \text{ K}$$

$$T \text{ keluar sistem kristalizer} = 5 \text{ } ^\circ\text{C} = 278,15 \text{ K}$$

Mencari besarnya kebutuhan air pendingin

$$\text{Neraca energi masuk} = \text{Neraca energi keluar}$$

$$\Delta H_{\text{arus <9>}} + \Delta H_{\text{amoniak masuk}} = \Delta H_{\text{arus <10>}} + \Delta H_{\text{amoniak keluar}} + \Delta h_{\text{rxn}} + Q_{\text{loss}}$$

$$461124,67 + \Delta H_{\text{amoniak masuk}} = -363683,20 + \Delta H_{\text{amoniak keluar}} + (-1082,45) + 23056,2 + 0,05 \Delta H_{\text{amoniak masuk}}$$

$$461124,67 + -476,23 \text{ m} = -363683,20 + -192,04 \text{ m} + (-1082,45) + 23056 + -23,81 \text{ m}$$

$$461125 + -476,23 \text{ m} = -341709,42 + -215,85 \text{ m}$$

$$-260,37 \text{ m} = -802834,09$$

$$\text{m} = 3083,38 \text{ kmol}$$

Massa amoniak yang dibutuhkan dalam sistem kristalisasi

Massa amoniak = mol amoniak yang dibutuhkan x BM amoniak

$$= 3083,38 \times 17,04$$

$$= 52525,45 \text{ kg}$$

### Neraca Panas Crystallizer (X-210)

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
Enthalpy masuk	461124,67	
$\Delta H$ amoniak masuk	-1468393,23	
Enthalpy keluar ke centrifuge		-363683,20
$\Delta H$ amoniak keluar		-592139,47
Total panas reaksi ( $\Delta_{\text{rxn}}$ )		-1082,45
Total panas hilang ( $Q_{\text{loss}}$ )		-50363,43
<b>TOTAL</b>	-1007268,56	-1007268,56

### 5. ROTARY DRYER (B-220)

Fungsi : Mengeringkan kristal  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  dengan udara kering

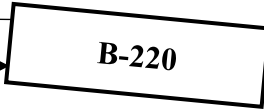
<15> ke cyclone

(H-223)

$T = 23,507 \text{ }^\circ\text{C}$

<13> dari  
centrifudge (H-213)

$T = 5 \text{ }^\circ\text{C}$



<14> udara kering

masuk

$T = 50 \text{ }^\circ\text{C}$

<18> ke storage

$T = 31 \text{ }^\circ\text{C}$

Dasar perhitungan:

1.  $C_p \text{ Solid} = c_p \text{ Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  (diasumsikan konstan)
2. Panas hilang ( $Q_{\text{loss}}$ ) = 5% dari panas masuk
3. Udara panas masuk pada suhu  $50 \text{ }^\circ\text{C}$  dan relative humidity 2%

$$T_{G2} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

Dengan menggunakan ChE-Tools, diperoleh:

$$\text{Humidity udara masuk (H}_2) = 0,002 \text{ kg H}_2\text{O/kg udara kering}$$

4. Untuk rotary dryer, harga  $N_t$  yang ekonomis berkisar antara 1,5 sampai 2,5 sehingga diambil  $N_t = 2$
5. Dengan menggunakan ChE-Tools, untuk  $T_{G2} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$  dengan  $H = 0,002 \text{ H}_2\text{O/kg udara kering}$

$$T_w = 19,36 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$N_t = \ln \frac{(T_{G2} - T_w)}{(T_{G1} - T_w)}$$

$$T_{G1} = 23,51 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Rate solid masuk (L}_S) = 12784,55 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O masuk} = 1190,01 \text{ kg}$$

$$\text{Kristal Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O masuk} = 11506,09 \text{ kg}$$

$$\text{Suhu solid masuk (T}_{S1}) = 5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu solid keluar (T}_{S2}) = 31 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Kapasitas panas solid (C}_{pS}) = 161 \text{ kcal/K.kmol}$$

$$= \frac{161}{\text{BM}} \text{ kcal/K.kmol}$$

$$= \frac{161}{324} \text{ kcal/K.kg}$$

$$= 0,50 \text{ kcal/K.kg}$$

Kapasitas udara ( $C_{p_a}$ ) = 4,22 kJ/kg.K  
 = 1,01 kcal/kg.K

Suhu referen ( $T_0$ ) = 25 °C

Panas latent ( $\lambda_0$ ) = 2442,31 kJ/kg  
 = 583,71 kcal/kg

$$X_1 = \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\text{massa feed kering}}$$

$$= \frac{1190,01}{11506,09} \text{ kg}$$

$$= 0,10 \text{ kg H}_2\text{O/kg solid kering}$$

Kadar air dalam produk keluar

$X_2 = 0,003 \text{ kg H}_2\text{O/kg solid kering}$

Neraca massa komponen air

$$G.H_2 + L_s.X_1 = G.H_1 + L_s.X_2$$

$$0,002 G + 1322,23 = G.H_1 + 37,08$$

$$0,002 G + 1285,15 = G.H_1$$

$$G.H_1 = 1285,15 + 0,002 G \dots\dots\dots (1)$$

Komponen masuk

Entalpi udara panas masuk

$$H'_{G2} = C_s (T_{G2} - T_0) + H_2 \cdot \lambda_0$$

$$= (1,005 + 1,88 H_2)(50 - 25) + (0,002 \times 583,71)$$

$$= (1,005 + 1,88 (0,002)) (25) + 0,88$$

$$= 26,07 \text{ kcal/kg udara kering}$$

Entalpi feed masuk

$$\begin{aligned}
 H'_{S1} &= C_{pS} (T_{S1}-T_0) + X_1 \cdot C_{pa} (T_{S1}-T_0) \\
 &= 0,50 ( 5 - 25 ) + 0,10 \times 1,01 ( 5 - 25 ) \\
 &= -9,94 + -2,08 \\
 &= -12,02 \quad \text{kcal/kg udara kering}
 \end{aligned}$$

Komponen keluar

Entalpi udara keluar:

$$\begin{aligned}
 H'_{G1} &= C_S (T_{G1}-T_0) + H_1 \cdot \lambda_0 \\
 &= ( 1,005 + 1,88 H_1 )(T_{G1}-T_0) + (H_1 \times 583,7 ) \\
 &= ( 1,005 + 1,88 H_1 )( 23,51 - 25 ) + 583,7 H_1 \\
 &= (( 1,005 + 1,88 H_1 ) \times -1,49 ) + 583,7 H_1 \\
 &= -1,50 + -2,81 H_1 + 583,7 H_1 \\
 &= -1,50 + 580,90 H_1 \quad \dots\dots\dots(2)
 \end{aligned}$$

Entalpi produk keluar:

$$\begin{aligned}
 H'_{S2} &= C_{pS} (T_S-T_0) + X_2 \cdot C_{pa} (T_{S2}-T_0) \\
 &= 0,50 ( 31 - 25 ) + 0,003 \times 1,01 ( 31 - 25 ) \\
 &= 2,98 + 0,02 \\
 &= 3,00 \quad \text{kcal/kg solid kering}
 \end{aligned}$$

Neraca panas rotary dryer

$$\begin{aligned}
 G \cdot H'_{G2} + L_S \cdot H'_{S1} &= G \cdot H'_{G1} + L_S \cdot H'_{S2} + Q_{\text{loss}} \\
 G \cdot H'_{G2} + L_S \cdot H'_{S1} &= G \cdot H'_{G1} + L_S \cdot H'_{S2} + 5\% \times (G \cdot H'_{G2} + L_S \cdot H'_{S1}) \\
 26,07 G + -153685,66 &= G \cdot H'_{G1} + 38335,99 + \\
 &\quad 1,30 G + -7684,28 \\
 26,07 G - 1,30 G &= G \cdot H'_{G1} + 184337,36 \\
 24,77 G &= ( -1,50 + 580,90 H_1 ) G + \\
 &\quad 184337,36 \\
 26,27 G - 580,90 GH_1 &= 184337,36 \quad \dots\dots\dots(3)
 \end{aligned}$$



Substitusi persamaan (1) ke persamaan (3)

$$\begin{aligned}
 26,27 \text{ G} - 580,90 ( 1285,15 + 0,002 \text{ G} ) &= 184337,36 \\
 26,27 \text{ G} - 746551,96 - 0,87 \text{ G} &= 184337,36 \\
 25,40 \text{ G} &= 930889,32 \\
 \text{G} &= 36653,59 \\
 &\text{kg udara/} \\
 &\text{jam}
 \end{aligned}$$

Substitusi nilai G ke persamaan (1)

$$\begin{aligned}
 \text{G.H}_1 &= 1285,15 + 0,002 \text{ G} \\
 36653,59 \text{ H}_1 &= 1285,15 + 54,98 \\
 \text{H}_1 &= 0,04 \text{ kg H}_2\text{O/kg udara kering}
 \end{aligned}$$

Substitusi nilai G ke persamaan (2)

$$\begin{aligned}
 \text{H}'_{\text{G1}} &= -1,50 + 580,90 \text{ H}_1 \\
 &= -1,50 + 580,90 \times 0,04 \\
 &= 19,74 \text{ kcal/kg udara kering}
 \end{aligned}$$

Enthalpy masuk

$$\begin{aligned}
 \text{Enthalpy solid} &= L_s \cdot \text{H}'_{\text{S1}} \\
 &= 12784,55 \times -12,02 \\
 &= -153685,66 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Enthalpy udara} &= \text{G.H}'_{\text{G2}} \\
 &= 36653,59 \times 26,07 \\
 &= 955598,12 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

Enthalpy keluar

$$\begin{aligned}
 \text{Enthalpy solid} &= L_s \cdot \text{H}'_{\text{S2}} \\
 &= 12784,55 \times 3,00 \\
 &= 38335,99 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

$$\text{Enthalpy udara} = \text{G.H}'_{\text{G1}}$$

$$= 36653,59 \times 19,74$$

$$= 723480,85 \text{ kcal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times Q_{\text{masuk}}$$

$$= 5\% \times (\text{Enthalpy bahan masuk} + \text{Enthalpy udara masuk})$$

$$= 5\% \times (-153685,66 + 955598,12)$$

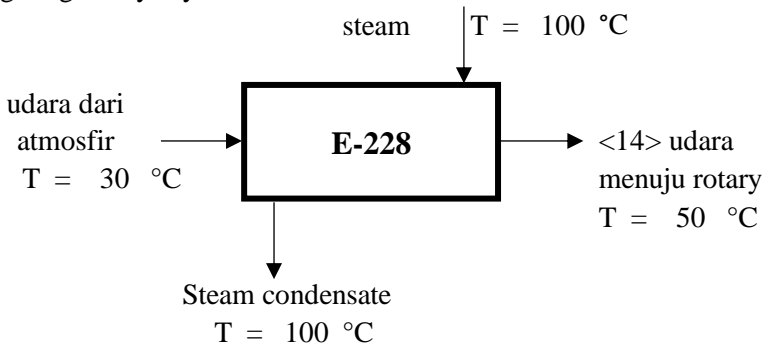
$$= 40095,6 \text{ kcal}$$

**Neraca Panas Rotary Dryer (B-220)**

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
$\Delta H$ aliran dari centrifuge	-153685,66	
$\Delta H$ udara masuk	955598,12	
$\Delta H$ aliran menuju storage		38335,99
$\Delta H$ aliran menuju cyclone		723480,85
$Q_{\text{loss}}$		40095,62
<b>TOTAL</b>	801912,46	801912,46

**6. HEATER (E-228)**

Fungsi : Memanaskan udara yang akan digunakan sebagai media pengering rotary dryer



Berdasarkan Geankoplis Appendiks A.2

$$C_p \text{ steam masuk} = 1,89 \text{ kJ/kg.K} = 0,45 \text{ kcal/kg.K}$$

$$C_p \text{ steam keluar} = 1,89 \text{ kJ/kg.K} = 0,45 \text{ kcal/kg.K}$$

$$C_p \text{ dt udara masuk} = 1 \text{ kJ/kg.K} = 0,27 \text{ kcal/kg.K}$$

$$C_p \text{ dt udara keluar} = 6 \text{ kJ/kg.K} = 1,37 \text{ kcal/kg.K}$$

a. Menghitung Enthalpy masuk (Hin)

$$T \text{ udara masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,2 \text{ K}$$

$$C_{pdt} \text{ udara masuk} = 0,27 \text{ kcal/kmol.K}$$

$$m \text{ udara masuk} = 36653,6 \text{ kg udara/jam}$$

$$\begin{aligned} H_{in} &= m \times C_p \\ &= 36653,6 \times 0,27 \\ &= 10019,4 \text{ kcal} \end{aligned}$$

b. Menghitung entalpi keluar (Hout)

$$T \text{ udara keluar} = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323,2 \text{ K}$$

$$C_{pdt} \text{ udara keluar} = 1,37 \text{ kcal/kg.K}$$

$$m \text{ udara masuk} = 36653,6$$

$$\begin{aligned} H_{out} &= m \times C_p \\ &= 36653,6 \times 1,37 \\ &= 50107,26 \text{ kcal} \end{aligned}$$

c. Menghitung kebutuhan steam

$$T \text{ steam} = 100 \text{ }^\circ\text{C} = 373,2 \text{ K}$$

$$H_v = 2676,1 \text{ kJ/kg} = 639,59 \text{ kcal/kg}$$

$$H_L = 419,04 \text{ kJ/kg} = 100,15 \text{ kcal/kg}$$

$$\begin{aligned} Q_s &= m \times \lambda \\ &= m \times (639,59 - 100,15) \\ &= 539,4 \text{ m kcal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{loss} &= 5\% \times (Q_s + H_{in}) \\ &= 5\% \times (539,4 \text{ m} + 10019,4) \\ &= 26,97 \text{ m kcal/kg} + 500,97 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ masuk} + Q \text{ in} &= H \text{ keluar} + Q \text{ out} + Q_{loss} \\ 10019,4 + 539,4 \text{ m} &= 50107,26 + 500,97 + 26,97 \text{ m} \\ 512,5 \text{ m} &= 40588,82 \end{aligned}$$

$$m = 79,20 \text{ kg}$$

Sehingga,

$$Q_s = 42725,1 \text{ kcal}$$

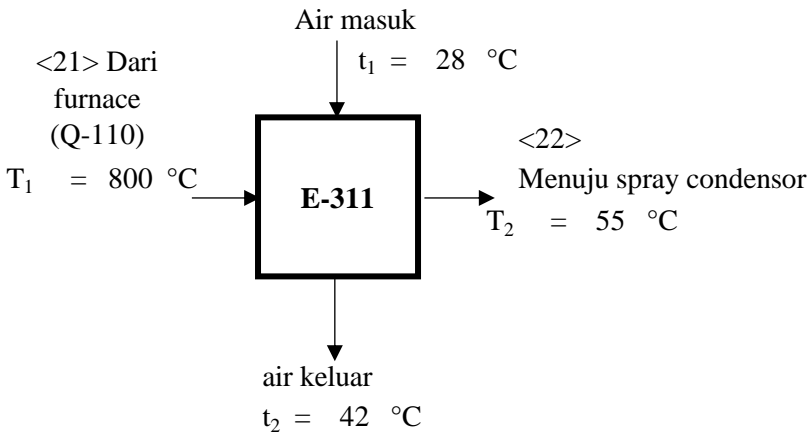
$$Q_{loss} = 2637,22 \text{ kcal}$$

**Neraca Panas Heater (E-228)**

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
$\Delta H$ udara dari atmosfer	10019,41	
Q steam	42725,08	
$\Delta H$ aliran menuju rotary dryer		50107,26
Qloss		2637,22
<b>TOTAL</b>	52744,49	52744,49

**7. COOLER (E-311)**

Fungsi : Mendinginkan gas hasil samping dari furnace sebelum masuk ke spray condenser



<21> Enthalpy masuk dari furnace

Komponen	Massa	$\frac{m}{M}$	T(°C)	T(K)	$C_p \cdot \Delta T$	H (kcal)
----------	-------	---------------	-------	------	----------------------	----------

n	(kg)	(kgmol)	T (°C)	T (K)	Cp.dT	H (kcal)
SO <sub>3</sub>	65,99	0,82	800	1073,2	38717,55	7629,80
H <sub>2</sub> O	117,20	6,51	800	1073,2	6990,40	45499,20
HCl	2636,64	72,32	800	1073,2	9656,08	698329,18
TOTAL						751458,18

<22>Enthalpy keluar menuju spray condensate

Komponen	Massa (kg)	(kgmol)	T(°C)	T(K)	Cp.dT	H (kcal)
SO <sub>3</sub>	65,99	0,82	55	328,15	734,82	144,81
H <sub>2</sub> O	117,20	6,51	55	328,15	251,95	1639,92
HCl	2636,64	72,32	55	328,15	279,91	20243,41
TOTAL						22028,13

Kebutuhan air

$$\begin{aligned}
 H_{\text{air}} &= H_{\text{in}} - H_{\text{out}} \\
 &= 751458,18 - 22028,13 \\
 &= 729430,04 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{air}} &= n \times C_p \times \Delta T \\
 m &= \frac{H_{\text{air}}}{C_p \times \Delta T} \\
 &= \frac{729430}{14} \\
 &= 52102,15 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Mencari besarnya Enthalpy air masuk dan keluar

1. Enthalpy aliran air masuk

$$\begin{aligned}
 T_{\text{ref}} &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,2 \text{ K} \\
 t_1 &= 28 \text{ }^\circ\text{C} = 301,2 \text{ K} \\
 \Delta H_{\text{air masuk}} &= \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{masuk}}} m_{\text{air}} C_p dT
 \end{aligned}$$

$$= 52102,15 \int_{298,2}^{301,2} C_p dT$$

$$\begin{aligned}
 &= 52102,15 \text{ J} \times 3 \\
 &= 156306,44 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

2. Enthalpy aliran air keluar

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,2 \text{ K}$$

$$t_2 = 42 \text{ }^\circ\text{C} = 315,2 \text{ K}$$

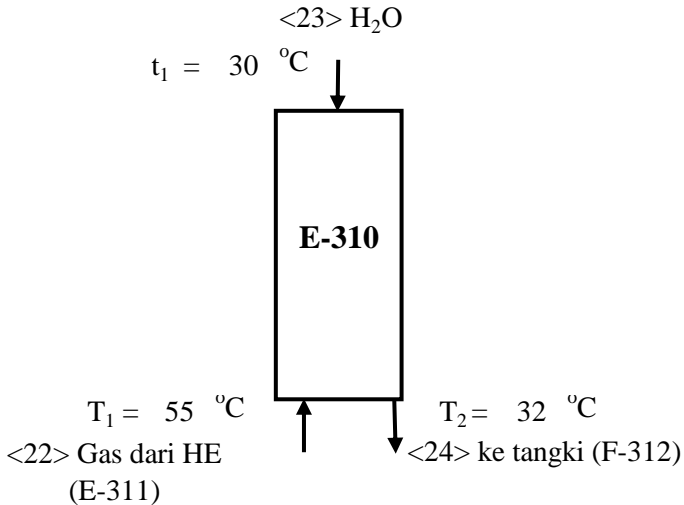
$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{air keluar}} &= \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{masuk}}} m_{\text{air}} C_p dT \\
 &= 52102,15 \int_{25}^{42} (a + bT + cT^2) dT \\
 &= 52102,15 \times 17 \\
 &= 885736,48 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

**Neraca Panas Heat Exchanger (E-311)**

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kcal)</b>	<b>Keluar (kcal)</b>
Enthalpy masuk HE	751458,18	
Enthalpy air masuk	156306,44	
Enthalpy menuju spray condenser		22028,13
Enthalpy air keluar		885736,48
<b>TOTAL</b>	907764,62	907764,62

### 8. SPRAY CONDENSER (E-310)

Fungsi : Mengubah fase HCl dari gas menjadi liquid dengan penyemprotan air



Enthalpy masuk spray condenser

<22> dari HE

Komponen	Massa (kg)	mol (kgmol)	T(°C)	T(K)	Cp.dT	H (kcal)
SO <sub>3</sub>	65,99	0,82	55	328,15	734,82	144,81
H <sub>2</sub> O	117,20	6,51	55	328,15	251,95	1639,92
HCl	2636,64	72,32	55	328,15	279,91	20243,41
TOTAL						22028,13

Perhitungan Enthalpy water process

$$t_1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$m_{\text{air}} = 5500,51 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ water process} &= \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{masuk}}} m_{\text{air}} C_p dT \\ &= 5500,51 \int_{25}^{30} 1 dT \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 5500,51 \left[ 1 \text{ T} \right]_{25}^{30} \\
 &= 5500,51 \times \left[ 1 ( 30 - 25 ) \right] \\
 &= 5500,51 \times 5 \\
 &= 27502,56 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

<24>Komponen masuk tangki storage HCl

Komponen	Massa (kg)
H <sub>2</sub> O	5602,86
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	80,84
HCl	2636,64
Total	8320,34



Nilai  $\Delta h^\circ f$  setiap komponen pada reaksi diatas

Komponen	$\Delta h^\circ f$ (kcal/mol)
SO <sub>3</sub>	-94,39
H <sub>2</sub> O	-68,32
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-193,69

(Perry 7th Edition, Tabel 2-220 hal 2-186)

$$\text{mol SO}_3 = \text{mol H}_2\text{O} = \text{mol H}_2\text{SO}_4 = 0,825$$

$$\begin{aligned}
 \Delta h_{\text{rxn}} &= \sum hf \text{ produk} - \sum hf \text{ reaktan} \quad (\text{Himmelblau, 6th Ed, hal 441}) \\
 &= (( 0,82 \times -193,69 ) - \\
 &\quad (( 0,82 \times -94,39 ) + ( 0,82 \times -68,32 )) \\
 &= -25,55 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

Perhitungan  $\Delta H$  kelarutan HCl

Perbandingan mol air dan mol HCl terlarut pada produk hasil keluar

$$\frac{\text{Mol air}}{\text{Mol HCl terlarut}} = 4,30$$



Berdasarkan data Heat of solution of HCl pada tabel 5.4 didapatkan  $\Delta H$  kelarutan HCl untuk perbandingan di atas sebesar

$$\begin{aligned} &= 26,23 \text{ J/gmol HCl} \\ &= 0,45 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Perhitungan panas yang dibawa aliran <24>

$$\text{Suhu produk keluar (T}_2\text{)} = 32 \text{ }^\circ\text{C} = 304,7 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{HCl}} &= \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{masuk}}} m \text{ HCl } C_p \text{ dT} \\ &= 2636,64 \int_{298,2}^{304,7} 2,55 \text{ dT} \\ &= 2636,64 \times \left[ 2,55 \right]_{298,2}^{304,7} \\ &= 2636,64 \times ( 2,55 \times ( 304,7 - 298,2 ) ) \\ &= 2636,64 \times 16,59 \\ &= 43736,80 \text{ kJ} \\ &= 10453,10 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Dengan langkah perhitungan diatas didapatkan Enthalpy untuk arus <24> adalah

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} &= 36447,34 \text{ kcal} \\ \Delta H_{\text{HCl}} &= 10453,10 \text{ kcal} \\ \Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4} &= 178,79 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Maka, besarnya Enthalpy dari arus <24> adalah

$$\begin{aligned} &= \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{HCl}} + \Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4} \\ &= 47079,23 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Mencari nilai  $Q_{\text{loss}}$ , jika  $Q_{\text{loss}} = 5\% \times$  enthalpy masuk

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \times 49531,14 \\ &= 2476,56 \text{ kcal} \end{aligned}$$

**Neraca Panas Spray Condensate (E-310)**

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kcal)</b>	<b>Keluar (kcal)</b>
Enthalpy aliran feed	22028,13	
Enthalpy water process	27502,56	
Enthalpy HCl menuju storage		47079,23
Panas kelarutan HCl		0,45
Enthalpy pembentukan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		-25,55
Q <sub>loss</sub>		2476,56
<b>TOTAL</b>	<b>49530,69</b>	<b>49530,69</b>

## APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

### 1. Bin NaCl (F-111)

Fungsi	=	Sebagai tempat penampungan bahan baku NaCl dalam bentuk kristal
Feed rate	=	4500 kg/jam
Residence time	=	8 jam
Jumlah bin	=	1
Kapasitas	=	36000 kg

#### Densitas Bahan Baku Masuk

Bahan Baku	Massa	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
NaCl	4385,7	2160	2,03
CaCl <sub>2</sub>	32,54	2150	0,02
CaSO <sub>4</sub>	18,41	2320	0,008
MgSO <sub>4</sub>	1,8	2660	0,0007
H <sub>2</sub> O	28,35	1000	0,03
Impurities	33,21	1000	0,03
<b>Total</b>	4500		2,12

$$\rho \text{ raw material} = 2160 \text{ kg/m}^3 = 133,9 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan baku} &= \frac{36000}{2160 \text{ kg/m}^3} \\ &= 16,67 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume bahan baku} = 0,9 \times \text{Volume Total}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \frac{\text{Volume Bahan Baku}}{0,9} \\ &= \frac{16,67}{0,9} \\ &= 18,52 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**Dimensi Bin :**

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas *flange only* dan tutup bawah *conical dengan sudut puncak 150°*

$$\text{Sudut puncak} = 150^\circ$$

Asumsi dimensi tinggi silinder/diameter bejana (Hs/D) = 2

(Ulrich, hal. 248)

$$\text{Volume silinder} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H_s$$

$$= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 2D$$

$$= 1,57 D^3$$

$$\text{Volume Conical} = \frac{\pi \times D^3}{24 \cdot \text{tg}(\alpha/2)}$$

$$= 0,04 D^3$$

Volume tutup atas tidak dihitung karena *flange only* berbentuk *flat*

$$\text{Volume total} = \text{Volume Silinder} + \text{Volume Conical}$$

$$18,52 = 1,57 D^3 + 0,04 D^3$$

$$18,52 = 1,61 D^3$$

$$D^3 = 11,54$$

$$D = 2,26 \text{ m} = 88,96 \text{ in} = 7,41 \text{ ft}$$

$$H_s = 2 \times D$$

$$= 2 \times 2,26$$

$$= 4,52 \text{ m} = 177,92 \text{ in}$$

**Menghitung tutup bawah**

$$\text{tinggi Conical (Hc)} = \frac{ID}{2 \times \text{tg}(\alpha/2)}$$

$$= 0,30 \text{ m}$$

$$= 11,92 \text{ in}$$

$$\text{tinggi total bejana (H)} = \text{tinggi bejana} + \text{tinggi conical}$$

$$= 4,52 + 0,30$$

$$= 4,82 \text{ m}$$

$$= 189,84 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume conical} &= \frac{\pi \times D^3}{24 \cdot \text{tg}(\alpha/2)} \\
 &= \frac{3,14 \times 2,23^3}{24 \times \text{tg}(0,5 \times 150)} \\
 &= 5,41 \text{ m}^3 \\
 \text{V bahan dalam silinder} &= \text{volume total bahar} - \text{volume conical} \\
 &= 18,52 - 5,41 \\
 &= 13,10 \text{ m}^3 \\
 \text{tinggi bahan dalam silinder} &= \frac{\text{volume bahan dalam silinder}}{\pi/4 \times D^2} \\
 &= \frac{13,1}{4,01} \\
 &= 3,27 \text{ m} \\
 \text{tinggi bahan dalam bejana} &= \text{tinggi bahan dalam silinder} + \\
 &\quad \text{tinggi conical} \\
 &= 3,27 + 0,3 \\
 &= 3,57
 \end{aligned}$$

**Menentukan Tekanan Design (Pd)**

Tekanan operasi sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan :

$$\begin{aligned}
 P \text{ bahan} &= \rho_{\text{bahan}} \times g \times H_b \\
 &= 2160 \times 9,8 \times 3,57 \\
 &= 75611,80 \text{ Pa} \\
 &= 10,96 \text{ psi} \\
 P_d &= 14,7 + P \text{ bahan} \\
 &= 14,7 + 10,96 \\
 &= 25,66 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

**Menentukan ketebalan silinder**

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d \times ID}{2(fE - 0,6 P_d)} + C && \text{(Kusnarjo, 15)} \\
 f &= 45000 \text{ psi} && \text{(Brownell \& Young, 251)} \\
 C &= \frac{1}{16} \text{ in (carbon steel)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 E &= 0,8 && \text{(Brownell \& Young, 251)} \\
 ts &= \frac{25,66}{2 \times (36000 - 1 \times 25,66)} \times \frac{88,96}{16} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,09 \text{ in} \\
 &= \frac{0,09}{16} = \frac{1}{16} \text{ in} \\
 &= 0,0001 \text{ m} \\
 OD &= ID + 2 \times ts \\
 OD &= 88,96 + 2 \times 0,06 \\
 OD &= 89,09 \text{ in} = 2,26 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**Menentukan ketebalan tutup bawah**

$$\begin{aligned}
 tb &= \frac{Pd \times ID}{2 \cos(\alpha/2)(fE - 0,6 Pd)} + C && \text{(Brownell \& Young, 259)} \\
 tb &= \frac{25,66}{2 \times (36000 - 0,6 \times 25,66)} \times \frac{88,96}{16} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,09 \text{ in} \\
 &= \frac{0,09}{16} = \frac{1}{16} \text{ in} \\
 &= 0,0001 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**Spesifikasi Bin NaCl**

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: F-111
Fungsi	: Sebagai tempat penampungan bahan baku NaCl dalam bentuk kristal
Tipe	: Bin
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas <i>dished head</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285A</i>
Tipe Las	: <i>Double welded butt joined</i>
Total Material	: 36000 kg

Kapasitas Tangki	:	620	ft <sup>3</sup>
Jumlah	:	1	buah
Tinggi Shell Bin	:	12	ft
Tinggi Konis	:	1	ft
Diameter Tangki	:	8	ft
Tebal Silinder	:	0,06	in
Tebal tutup bawah	:	0,06	in

---

## 2. Tangki H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (F-114)

Fungsi = Sebagai tempat penampungan bahan baku H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dalam bentuk liquid

Feed rate = 3700 kg/jam

Residence time = 8 jam

Jumlah bin = 1

Kapasitas = 29600 kg

Densitas Bahan Baku Masuk

Bahan Baku	Massa	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3626	1840	1,97
H <sub>2</sub> O	74	1000	0,074
<b>Total</b>	3700		2,04

$$\rho \text{ raw material} = 1840 \text{ kg/m}^3 = 114,1 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan baku} &= \frac{29600 \text{ kg}}{1840 \text{ kg/m}^3} \\ &= 16,087 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume bahan baku} = 0,9 \times \text{Volume Total}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \frac{\text{Volume Bahan Baku}}{0,9} \\ &= \frac{16,09}{0,9} \\ &= 17,87 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**Dimensi Tangki :**

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas *flange only* dan tutup bawah *conical dengan sudut puncak 150°*

$$\text{Sudut puncak} = 150^\circ$$

Asumsi dimensi tinggi silinder/diameter bejana (Hs/D) = 2

(Ulrich, hal. 248)

$$\text{Volume silinder} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H_s$$

$$= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 2D$$

$$= 1,57 D^3$$

$$\text{Volume Conical} = \frac{\pi \times D^3}{24 \cdot \text{tg}(\alpha/2)}$$

$$= 0,04 D^3$$

Volume tutup atas tidak dihitung karena *flange only* berbentuk *flat*

$$\text{Volume total} = \text{Volume Silinder} + \text{Volume Conical}$$

$$17,87 = 1,57 D^3 + 0,04 D^3$$

$$17,87 = 1,61 D^3$$

$$D^3 = 11,14$$

$$D = 2,23 \text{ m} = 87,92 \text{ in} = 7,32 \text{ ft}$$

$$H_s = 2 \times D$$

$$= 2 \times 2,233$$

$$= 4,47 \text{ m} = 175,84 \text{ in}$$

**Menghitung tutup bawah**

$$\text{tinggi Conical (Hc)} = \frac{ID}{2 \times \text{tg}(\alpha/2)}$$

$$= 0,30 \text{ m}$$

$$= 11,78 \text{ in}$$

$$\text{tinggi total bejana (H)} = \text{tinggi bejana} + \text{tinggi conical}$$

$$= 4,47 + 0,30$$

$$= 4,77 \text{ m}$$

$$= 187,62 \text{ in}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Volume conical} &= \frac{\pi \times D^3}{24 \cdot \text{tg}(\alpha/2)} \\
 &= \frac{3,14 \times 2,23^3}{24 \times \text{tg}(0,5 \times 150)} \\
 &= 5,41 \text{ m}^3 \\
 \text{V bahan dalam silinder} &= \text{volume total bahar} - \text{volume conical} \\
 &= 17,87 - 5,41 \\
 &= 12,46 \text{ m}^3 \\
 \text{tinggi bahan dalam silinder} &= \frac{\text{volume bahan dalam silinder}}{\pi/4 \times D^2} \\
 &= \frac{12,46}{3,91} \\
 &= 3,18 \text{ m} \\
 \text{tinggi bahan dalam bejana} &= \text{tinggi bahan dalam silinder} + \\
 &\quad \text{tinggi conical} \\
 &= 3,18 + 0,3 \\
 &= 3,48
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tekanan Design (Pd)

Tekanan operasi sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan :

$$\begin{aligned}
 P \text{ bahan} &= \rho_{\text{bahan}} \times g \times H_b \\
 &= 1840 \times 9,8 \times 3,48 \\
 &= 62786,90 \text{ Pa} \\
 &= 9,10 \text{ psi} \\
 P_d &= 14,7 + P \text{ bahan} \\
 &= 14,7 + 9,10 \\
 &= 23,80 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

### Menentukan ketebalan silinder

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d \times ID}{2(fE - 0,6 P_d)} + C && \text{(Kusnarjo, 15)} \\
 f &= 45000 \text{ psi} && \text{(Brownell \& Young, 251)} \\
 C &= \frac{1}{16} \text{ in (carbon steel)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 E &= 0,8 && \text{(Brownell \& Young, 251)} \\
 ts &= \frac{23,80}{2 \times (36000 - 1 \times 23,80)} \times \frac{87,92}{16} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,09 \text{ in} \\
 &= \frac{0,09}{16} = \frac{1}{16} \text{ in} \\
 &= 0,0001 \text{ m} \\
 OD &= ID + 2 \times ts \\
 OD &= 87,92 + 2 \times 0,06 \\
 OD &= 88,04 \text{ in} = 2,24 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**Menentukan ketebalan tutup bawah**

$$\begin{aligned}
 tb &= \frac{Pd \times ID}{2\cos(\alpha/2)(fE - 0,6 Pd)} + C && \text{(Brownell \& Young, 259)} \\
 tb &= \frac{23,80}{2 \times (36000 - 0,6 \times 23,80)} \times \frac{87,92}{16} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,09 \text{ in} \\
 &= \frac{0,09}{16} = \frac{1}{16} \text{ in} \\
 &= 0,0001 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**Spesifikasi Tangki H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**

Spesifikasi	Keterangan
Jenis Tutup Atas dan Bawah	: Tutup atas <i>Flange Only</i> dan tutup
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285A</i>
Tipe Las	: <i>Double welded butt joined</i>
Total Material (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	: 29600 kg
Kapasitas Tangki	: 620 ft <sup>3</sup>
Jumlah	: 1 unit
Tinggi Shell Tangki	: 12 ft
Tinggi Konis	: 1 ft
Diameter Tangki	: 8 ft
Tebal Silinder	: 0,06 in

Tebal tutup bawah : 0,06 in

---

### 3. Furnace (Q-110)

Panas yang diperlukan Furnace = 8395043,74 kcal/jam  
 = 33292527,5 Btu/jam

Jenis *Furnace* yang digunakan *type box and Evans* (Kern, hal 679)

Bahan Bakar yang diperlukan = 9,26 kg/jam  
 20,42 lb/jam

Jumlah udara yang diperlukan untuk pembakaran = 12080  
 kg/jam  
 = 26631  
 lb/jam

### Menentukan luas permukaan dengan cara Lobo dan Evans

$$Q = Q_r + Q_A + Q_R + Q_S - Q_W - Q_G \quad (19.11)$$

where  $Q$  = total radiant-section duty, Btu/hr

$Q_A$  = sensible heat above 60°F in combustion air, Btu/hr

$Q_r$  = heat liberated by fuel, Btu/hr (lower heating value)

$Q_G$  = heat leaving the furnace radiant sections in the flue gases, Btu/hr

$Q_R$  = sensible heat above 60°F in recirculated flue gases, Btu/hr

$Q_S$  = sensible heat above 60°F in steam used for oil atomization, Btu/hr

(Kern, hal 698)

Ditetapkan efisiensi  $e = 90\%$

$$e = \frac{\Sigma Q}{Q_r} \times 100 \quad \% \quad (19.14)$$

(Kern, hal 702)

$\Sigma Q$  = Panas yang tertransfer

$e$  = Effisiensi pembakaran

$$Q_F = \frac{3,97 \times 7971603}{0,9}$$

$$= 35148746,54 \quad \text{Btu/jam}$$

**Mencari panas keluar dari dapur pembakaran dalam *flue gas***

( $Q_G$ )

$$Q_G = W(1+G')C_{av}(T_G - 520) \quad (\text{Kern, hal 699})$$

Dimana,

$$W = \text{Fuel Rate} \quad ( 20,42 \text{ lb/jam} )$$

$$G' = \text{Ratio of air to fuel} \quad ( 1304,01 \text{ lb/lb} )$$

$$T_G = 550$$

$$C_{av} = \text{Average specific heat of flue gases}$$

$$( 0,7 \text{ Btu/(lb)}^\circ\text{F} )$$

Sehingga,

$$Q_G = 20,42 \times ( 1 + 1304 ) \times 30 \times 0,7$$

$$= 559673,15 \quad \text{Btu/jam}$$

**Mencari besarnya nilai  $Q_A$**

$$Q_A = \text{Panas sensibel di atas } 60^\circ\text{F pada pembakaran udara,}$$

$$\text{Btu/jam}$$

$$Q_A = W_{\text{udara}} \times C_p \text{ udara} \times (T_2 - T_1) \quad (\text{T dalam } ^\circ\text{F})$$

$$Q_A = 12080 \times 1 \times 1,04$$

$$= 12562,8 \text{ kcal/jam}$$

$$= 3113,79 \text{ Btu/jam}$$

$$Q_R = 0 \text{ (karena tidak ada } \textit{flue gas} \text{ yang didaur ulang)}$$

$$Q_S = 0 \text{ (diabaikan karena tidak menggunakan } \textit{steam} \text{)}$$

**Mencari besarnya nilai  $Q_w$**

$$\text{Asumsi panas yang hilang} = 2\%$$

$$Q_w = Q_F \times 2\%$$

$$= 702974,93 \text{ Btu/jam}$$

Sehingga,

$$Q = Q_F + Q_A + Q_R + Q_S - Q_W - Q_G$$

$$Q = 33889212,2$$

**Perhitungan  $A_{cp}$  permukaan dingin ekuivalen (*equivalent cold plane surface*)**

Dari Tabel 11 diambil NPS 8 in IPS Schedule no 40

$$ID = 4,03 \text{ in} = 0,34 \text{ ft}$$

$$OD = 4,5 \text{ in} = 0,37 \text{ ft}$$

$$A = 12,7 \text{ in}^2 = 0,09 \text{ ft}$$

$$\text{Asumsi} = \text{jarak pusat ke pusat tabung} = 6 \text{ in} = 0,5 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang dapur pembakaran} = 4,2 \text{ ft}$$

Pemilihan dapur pembakaran bentuk kotak, dipilih sebagai berikut :

$$1 - 1 - 2 \quad \text{(Kern, hal 691)}$$

$$\text{Lebar Dapur Pembakaran} = 1 \times \text{Panjang Dapur}$$

$$= 4 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Tabung Pembakaran} = 2 \times \text{Panjang Dapur}$$

$$= 8 \text{ ft}$$

**Mencari Volume *Furnace***

$$\text{Volume } Furnace = \text{Waktu tinggal} \times \text{Volume } feed$$

(Waktu Tinggal 3 jam)

Dari Neraca Massa

Komponen	Masuk (kg/jam)	Massa (lb/jam)	$\rho_i$ (lb/ft <sup>3</sup> )	$x_i$	$x_i/\rho_i$
NaCl	2436,5	5360,3	135,03	0,54	0,004
CaSO <sub>4</sub>	10,23	22,5	184,79	0,00	1,2E-05
MgSO <sub>4</sub>	1,00	2,2	166,06	0,00	1,3E-06
H <sub>2</sub> O	57	125,09	61,68	0,01	0,0002
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2014	4431,78	114,49	0,45	0,004
Total	4519,03	9941,87		1,00	0,008

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \sum \frac{x_i}{\rho_i}$$

Dengan,

$x_i$  = Fraksi massa komponen i

$\rho_i$  = Massa jenis komponen i

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{0,008}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 123,4 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Feed} &= \frac{\text{Massa Feed}}{\rho_{\text{campuran}}} \\ &= \frac{9941,87}{123,40} \\ &= 80,57 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Sehingga V dapur} = 241,7 \text{ ft}^3 = 6,84 \text{ m}^3$$

$$\text{Ratio of center to center /OD} = 1,3$$

$$\text{Sehingga harga } \alpha = 0,3 \quad (\text{Kern, hal 688})$$

$$\begin{aligned} A_{\text{cp}} \text{ pertabung} &= \text{Jarak dari pusat ke pusat tabung x panjang tabung} \\ &= 0,5 \times 4,2 \\ &= 2,1 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \alpha A_{\text{cp}} / \text{tabung} &= 0,3 \times 2,1 \\ &= 0,6 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\alpha A_{\text{cp}} = (\text{Effective cold surface, ft}^3)$$

*Refractory Surface* :

$$\text{End walls} = 4 \times 8 = 35 \text{ ft}^3$$

$$\text{Side wall} = 2 \times 4 \times 8 = 71 \text{ ft}^3$$

$$\text{Floor and arch} = 4 \times 4 = \frac{18}{123} \text{ ft}^3$$

$$A_T = \text{Luas permukaan dapur pembakaran (ft}^2)$$

### Perhitungan Ruang Reaksi

Komponen masuk ruang reaksi

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa Jenis (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
NaCl	4385,70	2160	2,03
CaCl <sub>2</sub>	32,54	2150	0,02
CaSO <sub>4</sub>	18,41	2320	0,01
MgSO <sub>4</sub>	1,80	2660	0,00
H <sub>2</sub> O	102	1000	0,10
Impurities	33,21	1000	0,03
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3626	2660	1,36
Total	8200,00		3,55

Tangki ini berfungsi untuk mereaksikan bahan baku

### Menentukan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Stainless steel TP-304 dengan pertimbangan :

- Bahan Bereaksi berupa bahan korosif
  - Tahan Terhadap suhu tinggi
  - Maximum allowable stress* cukup besar = 1,4 kip/in<sup>2</sup>  
(Perry 7th ed, tabel 10-49) 1400 psi
- dengan massa jenis campuran = 2307,99 kg/m<sup>3</sup>  
= 144,09 lb/ft<sup>3</sup>
- Total Volume masuk per jam = 3,55 m<sup>3</sup>  
= 29,80 bbl
- Safety Factor* tangki = 10%

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 32,78 \text{ bbl}$$

### Menentukan diameter dan tinggi tangki,

Dari Appendix E (Process Equipment Design, Drowien & Young), dipilih tangki dengan kapasitas 170 bbl dengan spesifikasi sebagai berikut

- Diameter (D) = 10 ft
- Tinggi = 12 ft

- c. Jumlah Course = 2 buah  
 d. Allowable Vertical Weld Joint = 0,19 ft  
 e. Butt-welded Courses = 7  
 = 0,58

**Menghitung tebal dan panjang shell course ,**

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17 (Brownell & Young)

Berdasarkan *circumferential stress* ,

$$t = \frac{P \times d}{2 \times f \times E} + c$$

t = Thickness of shell

P = Internal pressure

d = Inside Diameter

f = Allowable stress

E = Join efficiency

c = Corrosion allowance

$$d = 12 \times D$$

Digunakan persamaan 3.17 untuk *hydrostatic test* .

$$P_{op} = \rho \times \frac{H - 1}{144}$$

$$P_{des} = 1 \times P_{op}$$

$$= 1 \times \rho \times \frac{H - 1}{144}$$

$$= 1 \times 144,1 \times \frac{H - 1}{144}$$

$$= 1,20 ( H - 1 ) \text{ in}$$

Untuk pengelasan, digunakan *double-welded butt joint* , dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$E = 80\%$$

(Brownell & Young, page 254)

$$c = 0,13$$



Sehingga t dapat dihitung,

$$t = \frac{P_{des} \times d}{2 \times f \times E} + c$$

$$= \frac{1,20 \times (H-1) \times 120}{2 \times 1400 \times 0,8} + 0,13$$

$$= 0,06 \times (H - 1) + 0,13$$

Sedangkan panjang *shell course* dihitung menggunakan persamaan,

$$L = \frac{\pi d - Weld\ Length}{12n} \quad (Brownell \& Young, page\ 55)$$

$$Weld\ Length = Jumlah\ Course \times Allowable\ Welded\ Joint$$

$$n = Jumlah\ Course$$

*Course 1*

$$t_1 = 0,06 \times (H - 1) + 0,13$$

$$= 0,06 \times (12 - 1) + 0,13$$

$$= 0,8 \text{ in}$$

Untuk *course 1*, dipilih *plate* dengan ketebalan = 0,83 in

$$= \frac{13}{16} \text{ in}$$

Sehingga didapatkan,

$$d_1 = (12 \times D) + t_1$$

$$= 120 + 0,83$$

$$= 120,83 \text{ in}$$

$$L_1 = \frac{\pi \times 120,83 - (2 \times 0,19)}{24}$$

$$= 15,79 \text{ ft}$$

$$= 15 \text{ ft } 9,52 \text{ in}$$

$$= 15 \text{ ft } \frac{152}{16} \text{ in}$$

Course 2

$$\begin{aligned} H_2 &= H - 6 \\ &= 12 - 6 \\ &= 6 \text{ ft} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, page 64)

$$\begin{aligned} t_2 &= 0,06 \times (H - 1) \times d + 0,13 \\ &= 0,06 \times (6 - 1) \times 0 + 0,13 \\ &= 0,13 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk *course 2*, dipilih *plate* dengan ketebalan = 0,13 in

$$= \frac{5}{16} \text{ in}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_2 &= (12 \times D) + t_2 \\ &= 120 + 0,13 \\ &= 120,13 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_2 &= \frac{\pi \times 120,13 - (2 \times 0,19)}{24} \\ &= 15,71 \text{ ft} \\ &= 15 \text{ ft } 8,50 \text{ in} \\ &= 15 \text{ ft } \frac{136}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

**Menghitung tinggi *head* tangki,**

$$\begin{aligned} \text{tg}\theta &= \frac{H}{0,5 \times D} \\ H &= 0,5 \times D \times \text{tg}\theta \\ &= 0,5 \times 10 \times 0,1 \\ &= 0,4 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Menghitung tebal head tangki,**

Tekanan yg dimasukkan dalam perhitungan adalah tekanan operasi

*Safety factornya*

*Safety factor* = 10%

$P_{+Safety\ Factor}$  = 16,17 psi

$$t_h = \frac{P \times D}{2 \times \cos \theta \times ( ( f \times E ) - 0,6 \times P )} + c$$

$$= \frac{16,17 \times 120}{2 \times 1,00 \times ( ( 1120 ) - 9,7 )} + 0,13$$

$$= \frac{1}{1} \text{ in} = 1 \text{ in}$$

**Spesifikasi Furnace**

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: Q-110
Fungsi	: Untuk memanaskan dan mereaksikan NaCl dengan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Tipe Tangki	: <i>Cylindrical - Conical Roof - Flat Bottom Tank</i>
Jumlah Tangki	: 1 unit
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel TP-304</i>
Kapasitas Tangki	: 170 bbl
Tinggi tangki	: 12 ft
Diameter tangki	: 10 ft
Tebal <i>Shell per Course</i>	:
<i>Course 1</i>	: 13/16 in
<i>Course 2</i>	: 5/16 in
Tinggi <i>Head</i> Tangki	: 0,4 ft
Tebal <i>Head</i> Tangki	: 1 in

#### 4. Screw Conveyor (J-118)

Perry Table 21-6 page 21-8

Bahan yang dipindahkan adalah campuran sodium sulfat (sea salt cake). Menurut Perry 7th ed. Pada tabel 21-5 menggunakan area terisi material 30%.

Komponen yang dipindahkan adalah

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa Jenis (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
NaCl	87,71	2160	0,04
CaCl <sub>2</sub>	32,54	2150	0,02
CaSO <sub>4</sub>	18,41	2320	0,01
MgSO <sub>4</sub>	1,80	2660	0,00
Impurities	33,21	1000	0,03
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5206,51	2660	1,96
Total	5380,17		2,05

$$\begin{aligned} \text{Volume per jam} &= 2,05 \text{ m}^3 \\ &= 72,57 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

TABLE 21-5 Screw-Conveyor Capacities and Loading Conditions\*




Material class†	Screw diam., in	Max. lump size, in		Capacity, cu ft/hr‡		Approx. area occupied by material¶
		25% lumps	100% lumps	At 1 rpm.	At max. rpm.§	
A, B, C, D, and H 16, 26, 36	6	¾	½	2.27	375	 45%
	9	1½	¾	8.0	1,200	
	12	2	1	19.3	2,700	
	14	2½	1¼	30.8	4,000	
	16	3	1½	46.6	5,600	
	18	3	2	66.1	7,600	
20	3½	2	95.0	10,000		
A, B, C, D, and H 17, 27, 37	6	¾	½	1.5	75	 30%
	9	1½	¾	5.6	280	
	12	2	1	13.3	665	
	14	2½	1¼	21.1	1,055	
	16	3	1½	31.4	1,570	
	18	3	2	45.4	2,270	
20	3½	2	62.1	3,105		
A, B, C, D, and H 18, 28, 38	6	¾	½	0.75	25	 15%
	9	1½	¾	2.8	90	
	12	2	1	6.7	200	
	14	2½	1¼	10.5	300	
	16	3	1½	15.7	425	
	18	3	2	22.7	590	
20	3½	2	31.1	780		

TABLE 21-6 Screw-Conveyor Data for 50-lb/ft<sup>3</sup> Material and Pipe-Mounted Sectional Spiral Flights\*

Capacity†	Diam. of flights, in	Diam. of pipe, in‡	Diam. of shafts, in	Hanger centers, ft	Max. size of lumps			Speed, r/min	Max. torque capacity, in-lb	Feed section diam., in	hp at motor‡					Max. hp capacity at speed listed	
					All lumps	Lumps 20 to 25%	Lumps 10% or less				15-ft. max. length	30-ft max. length	45-ft max. length	60-ft max. length	75-ft max. length		
5	200	9	2½	2	10	¾	1½	2¼	40	7,600	6	0.43	0.85	1.27	1.69	2.11	4.8
10	400	10	2½	2	10	¾	1½	2¼	55	7,600	9	0.85	1.69	2.25	3.00	3.75	6.6
15	600	10	2½	2	10	¾	1½	2¼	80	7,600	9	1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	9.6
		12	2½	2	12	1	2	3	45	7,600	10	1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	5.4
		12	3¼	3						16,400		1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	11.7
20	800	12	2½	2	12	1	2	3	60	7,600	10	1.69	3.00	3.94	4.87	5.63	7.2
			3¼	3						16,400		1.69	3.00	3.94	4.87	5.63	15.6
25	1000	12	2½	2	12	1	2	3	75	7,600	10	2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	9.0
			3¼	3						16,400		2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	9.0
30	1200	14	3¼	3	12	1¼	2¼	3½	45	16,400	12	2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	11.7
			3½	3						16,400		2.25	3.94	5.05	6.75	7.50	14.3
35	1400	14	3¼	3	12	1¼	2¼	3½	65	16,400	12	2.62	4.58	5.90	7.00	8.75	16.9
40	1600	16	3¼	3	12	1½	3	4	50	16,400	14	3.00	4.50	6.75	8.00	10.00	13.0

Kapasitas yang dibutuhkan = 5,58 ton/jam

Untuk itu digunakan kapasitas conveyor = 10 ton/jam

### Spesifikasi Screw Conveyor

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: J-118
Fungsi	: Untuk memindahkan <i>Slurry</i> Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ke <i>Mixed Reactor</i>
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas <i>Screw</i>	: 10 ton/jam
Dimensi	:
Diameter <i>flight</i>	: 10 in
Diameter pipa tengah	: 2,5 in
Diameter <i>shaft</i>	: 2 in
Panjang <i>hanger</i> penyangga	: 10 ft
Diameter lubang <i>feed</i>	: 9 in
Panjang <i>screw conveyor</i>	: 30 ft
Kecepatan Putar	: 55 r/min
Power	: 1,69 hp

**5. Reaktor (R-120)**

**Neraca Massa Reaktor Pencampur**

Komponen	Masuk (kg)				Keluar (kg)
	<4>	<5>	<6>	<7>	<8>
NaCl	87,71				122,56
CaCl <sub>2</sub>	32,54				
CaSO <sub>4</sub>	18,41				
MgSO <sub>4</sub>	1,80				
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5206,51				5228,13
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>		47,856			
Ca(OH) <sub>2</sub>			1,108		
H <sub>2</sub> O				9508,39	9508,39
CaCO <sub>3</sub>					44,36
Mg(OH) <sub>2</sub>					0,87
Impurities	33,21				33,21
Total	5380,17	47,86	1,11	9508,39	14937,52
	14937,52				14937,52

Aliran <3>

Komponen	Massa (kg)	Massa Jenis (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
NaCl	87,71	2160	0,04
CaCl <sub>2</sub>	32,54	2150	0,02
CaSO <sub>4</sub>	18,4	2320	0,01
MgSO <sub>4</sub>	1,80	2660	0,00
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5206,5	2660	1,96
Impurities	33	1000	0,03
Total	5380		2,05

Aliran <4>

Komponen	Massa (kg)	Massa Jenis (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	47,86	2160	0,02

Aliran <5>

Komponen	Massa (kg)	Massa Jenis (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
Ca(OH) <sub>2</sub>	1,11	2210	0,001

Aliran <6>

Komponen	Massa (kg)	Massa Jenis (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	9508,39	1000	9,51

Total Volume masuk per jam = 11,59 m<sup>3</sup>

Densitas Campuran = 1289,28 kg/m<sup>3</sup>

= 80,49 lb/ft<sup>3</sup>

Waktu Flokulasi = 1

Waktu Koagulasi = 0,5

Total Waktu = 1,5 jam

Sehingga volume bahan masuk dalam waktu 1.5 jam adalah

= 17,38 m<sup>3</sup>

### Menentukan tipe tangki pencampuran

Tipe tangki yang dipilih yaitu berbentuk silinder tegak dengan dasar rata dan atap berbentuk conical dengan pertimbangan :

- a. Bahan baku berwujud cair
- b. Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan temperatur 36°C  
Design and Economics" - Ulrich, tangki penyimpan dengan spesifikasi seperti di atas dapat memenuhi kriteria kondisi operasi (Max 1.184 atm dan 40°C)

### Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Carbon Steel SA-283 Grade C dengan pertimbangan :

- a. Bahan baku berwujud cairan non korosif
- b. Cocok untuk tangki dengan ketebalan < 0.625 in

- c. Dapat dibentuk dengan mudah  
 d. *Maximum allowable stress*      12650    psi

**Menentukan dimensi tangki**

Bahan masuk disimpan untuk jangka waktu : 1.5 jam

Jumlah bahan yang ditampung untuk kebutuhan produksi,

$$14937,52 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1,5}{1} \text{ jam} = 22406,28 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan masuk total} &= 11,59 \text{ m}^3/\text{jam} = 17,38 \text{ m}^3/1.5 \text{ jam} \\ &= 145,79 \text{ bbl} \end{aligned}$$

*Safety factor* tangki : 10%

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 160,36 \text{ bbl}$$

**Menentukan diameter dan tinggi tangki,**

dipilih tangki dengan kapasitas 170 bbl dengan spesifikasi sebagai berikut,

- |   |   |      |      |
|---|---|------|------|
| a. Diameter (D)                         | = | 10   | ft   |
| b. Tinggi                               | = | 12   | ft   |
| c. Jumlah <i>Course</i>                 | = | 2    | buah |
| d. <i>Allowable Vertical Weld Joint</i> | = | 1/5  | ft   |
| e. <i>Butt-welded Courses</i>           | = | 7    |      |
|   | = | 0,58 |      |

**Menghitung tebal dan panjang *shell course* ,**

Tebal *shell course* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17 (Brownell & Young)

Berdasarkan *circumferential stress* ,

$$t = \frac{P \times d}{2 \times f \times E} + c$$

$t = \text{Thickness of shell} \quad (\text{in})$   
 $P = \text{Internal pressure} \quad (\text{psi})$   
 $d = \text{Inside Diameter} \quad (\text{in})$



$$d = 12 \times D$$

$$f = \text{Allowable stress (psi)}$$

$$E = \text{Join efficiency}$$

$$c = \text{Corrosion allowance in}$$

Digunakan persamaan 3.17 untuk *hydrostatic test*.

$$P_{op} = \rho \times \frac{H - 1}{144}$$

$$P_{des} = 1 \times P_{op}$$

$$= 1 \times \rho \times \frac{H - 1}{144}$$

$$= 1 \times 80,49 \times \frac{H - 1}{144}$$

$$= 0,67 (H - 1) \text{ in}$$

Untuk pengelasan, digunakan *double-welded butt joint*, dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$E = 80\%$$

$$c = 0,13$$

(Brownell & Young, page 254)

Sehingga t dapat dihitung,

$$t = \frac{P_{des} \times d}{2 \times f \times E} + c$$

$$= \frac{0,67 \times (H-1) \times 120}{2 \times 12650 \times 0,8} + 0,125$$

$$= 0,004 \times (H - 1) + 0,125$$

Sedangkan panjang *shell course* dihitung menggunakan persamaan,

$$L = \frac{\pi d - \text{Weld Length}}{12n}$$

(Brownell & Young, page 55)

$$\text{Weld Length} = \text{Jumlah Course} \times \text{Allowable Welded Joint}$$

$$n = \text{Jumlah Course}$$

Course 1

$$\begin{aligned} t_1 &= 0,004 \quad x \quad ( H - 1 ) + \quad 0,13 \\ &= 0,004 \quad x \quad ( 12 - 1 ) + \quad 0,13 \\ &= 0,17 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Untuk *course 1*, dipilih *plate* dengan ketebalan  $= 0,17 \quad \text{in}$   
 $= \frac{3}{16} \quad \text{in}$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_1 &= ( 12 \quad x \quad D ) + t_1 \\ &= 120 \quad + \quad 0,17 \\ &= 120,17 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_1 &= \frac{\pi \quad x \quad 120,17 \quad - \quad ( 2 \quad x \quad 0,20 \quad )}{24} \\ &= 15,71 \quad \text{ft} \\ &= 15 \quad \text{ft} \quad 8,46 \quad \text{in} \\ &= 15 \quad \text{ft} \quad \frac{135}{16} \quad \text{in} \end{aligned}$$

Course 2

$$\begin{aligned} H_2 &= H - 6 \\ &= 12 - 6 \\ &= 6 \quad \text{ft} \\ t_2 &= 0,004 \quad x \quad ( H - 1 ) + \quad 0,13 \\ &= 0,004 \quad x \quad ( 6 - 1 ) + \quad 0,13 \\ &= 0,14 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Untuk *course 2*, dipilih *plate* dengan ketebalan  $0,14 \quad \text{in} = \frac{3}{16} \quad \text{in}$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_2 &= ( 12 \quad x \quad D ) + t_2 \\ &= 120 \quad + \quad 0,14 \\ &= 120,14 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_2 &= \frac{\pi \times 120,14 - (2 \times 0,2)}{24} \\
 &= 15,70 \text{ ft} \\
 &= 15 \text{ ft } 8,43 \text{ in} \\
 &= 15 \text{ ft } \frac{134,8}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

**Menghitung head tangki,**

Tebal *cone* digunakan standar yaitu : 1 in

(Brownell & Young, page 64)

**Menghitung  $\theta$  (sudut elemen *cone* terhadap horizontal)**

$$\begin{aligned}
 \sin\theta &= \frac{D}{430 \times t} \\
 &= \frac{10}{430 \times 1} \\
 &= 0,02
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \theta &= \text{ArcSin } 0,02 \\
 &= 0,02 \\
 &= 1,33 \text{ Degree}
 \end{aligned}$$

Tinggi *head* (H) dapat dihitung dengan persamaan,

$$\text{tg}\theta = \frac{H}{0,5 \times D}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 0,5 \times D \times \text{tg } \theta \\
 &= 0,5 \times 10 \times 0,08 \\
 &= 0,41 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

**Menghitung tebal *head* tangki,**

Tekanan yg dimasukkan dalam perhitungan adalah tekanan operasi +

*Safety factornya*

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$P_{\text{+Safety Factor}} = 16,17 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{P \times D}{2 \times \cos \theta \times ((f \times E) - 0,6 \times P)} + c \\
 &= \frac{16,17 \times 120}{2 \times 1,00 \times ((10120) - 9,7)} + 0,1250 \\
 &= 0,22 \text{ in} = \frac{4}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

**Menghitung diameter pipa inlet dan outlet tangki,**

*Inlet piping*

Waktu pengisian tangki = 1 jam

Diameter pipa pemasukan dengan persamaan berikut ini :

$$D_{i,opt} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peter \& Timmerhaus, page 496})$$

Sehingga  $q_f$  dapat dihitung,

$$\begin{aligned}
 q_f &= \frac{11,59 \times 35,31}{0,5 \times 3600} \\
 &= 0,23 \text{ cuft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \rho &= 1289,28 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 80,49 \text{ lb/cuft}
 \end{aligned}$$

Didapatkan  $D_{i,opt}$  sebesar = 3,54  
 Diameter tangki = 10,03 ft  
 Tinggi Tangki = 10,04 ft

*Outlet piping,*

Aliran <7>

Komponen	Masssa (kg)	Massa Jenis (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
NaCl	122,56	2160	0,06
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5228,13	2660	1,97
H <sub>2</sub> O	9508,39	1000	9,51
CaCO <sub>3</sub>	44,36	2710	0,02
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,87	2340	0,00

Impurities	33,21	1000	0,03
Total	14937,52	-	11,58

Menghitung debit fluida

$$\begin{aligned} \text{Total aliran keluar} &= 14937,52 \text{ kg/jam} \\ &= 32931,56 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho &= 1289,28 \text{ kg/m}^3 \\ &= 80,49 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{debit fluida} &= \frac{32931,56}{80,49 \times 3600} \\ &= 0,11 \text{ cuft/s} \end{aligned}$$

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$\begin{aligned} \text{Debit fluida, } q_f &= \frac{0,11}{\text{Safety factor}} \\ &= 0,13 \text{ cuft/s} \end{aligned}$$

Menghitung diameter optimal

Asumsi aliran turbulen, menurut Peter & Timmerhaus,

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 2,71 \text{ in} \end{aligned}$$

Appendix Process Heat Transfer by D.Q. Kern didapatkan,

---

$D_{nominal}$	=	3 in		
Sch.No	=	40		
OD	=	3,5 in	Surface/lin.ft	
ID	=	3,1 in	OD	= 0,92 ft <sup>2</sup> /ft
a	=	7,4 in <sup>2</sup>	ID	= 0,8 ft <sup>2</sup> /ft

---

**Menghitung dimensi pengaduk :**

$$Da = 0,5 \times 10 = 5 \text{ ft}$$

$$= 1,5 \text{ m}$$

Jenis pengaduk yang digunakan = *Six blade turbine*

Kecepatan putar pengaduk = 30 rpm pada koagulasi  
 6 rpm pada koagulasi  
 0,3 rps

Dengan rata-rata kecepatan = 0,3 rps

Menghitung Nre =  $\frac{Da^2 N \rho}{\mu}$

Membutuhkan data viskositas campuran

Komponen	Masuk (kg)	Fraksi
NaCl	87,71	0,01
CaCl <sub>2</sub>	32,54	0,00
CaSO <sub>4</sub>	18,41	0,00
MgSO <sub>4</sub>	1,80	0,00
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5206,51	0,35
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	47,86	0,00
Ca(OH) <sub>2</sub>	1,108	0,00
H <sub>2</sub> O	9508,386	0,64
Impurities	33,21	0,00
Total	14937,52	1,00

Karena selain Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> fraksi massa bisa dikatakan kecil, maka asumsi diabaikan, sehingga larutan yang terdapat dalam tangki pencampur diasumsikan larutan Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

Solute	Mass %	m/mol kg <sup>-1</sup>	c/mol L <sup>-1</sup>	ρ/g cm <sup>-3</sup>	n	Δ <sup>o</sup> C	η/mPa s
	3.0	0.218	0.217	1.0252	1.3376	0.87	1.091
	4.0	0.293	0.291	1.0343	1.3391	1.13	1.126
	5.0	0.371	0.367	1.0436	1.3406	1.36	1.163
	6.0	0.449	0.445	1.0526	1.3420	1.56	1.202
	7.0	0.530	0.523	1.0619	1.3435		1.244
	8.0	0.612	0.603	1.0713	1.3449		1.289
	9.0	0.696	0.685	1.0808	1.3464		1.337
	10.0	0.782	0.768	1.0905	1.3479		1.390
	12.0	0.960	0.938	1.1101	1.3509		1.508
	14.0	1.146	1.114	1.1301	1.3539		1.646
	16.0	1.341	1.296	1.1503	1.3567		1.812

18.0	1.545	1.483	1.1705	1.3595	2.005
20.0	1.760	1.677	1.1907	1.3620	2.227
22.0	1.986	1.875	1.2106	1.3643	2.481

Untuk mendapatkan viskositas larutan 35%, maka dilakukan ekstrapolasi dari

$$\frac{22\% \text{ mass} - 20\% \text{ mass}}{\text{visco } 22\% - \text{visco } 20\%} = \frac{35\% \text{ mass} - 22\% \text{ mass}}{\text{visco } 35\% - \text{visco } 22\%}$$

$$\frac{22 - 20}{2,48 - 2,23} = \frac{35 - 22}{x - 2,48}$$

$$x = 4,11 \text{ mPas}$$

$$= 0,004 \text{ Pa.s}$$

$$\text{Melanjutkan perhitungan } NR\epsilon = \frac{1,5^2 \times 0,3 \times 1289,28}{0,004}$$

$$= 218839,34$$

Dari figure 10.59 Coulson didapat  $N_f = 4$

$$N_p = \frac{P}{D^5 N^3 \rho}$$

$$P = 1144,71 \text{ wh}$$

$$= 1,14 \text{ kwh}$$

$$= 1,54 \text{ hp}$$

### Spesifikasi Reaktor

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: R-120
Fungsi	: Melarutkan bahan dengan air dan menambahkan koagulan
Tipe Tangki	: <i>Cylindrical - Conical Roof - Flat Bottom Tank</i>
Jumlah Tangki	: 1 unit
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>
Kapasitas Tangki	: 170 bbl
Tinggi Tangki	: 12 ft
Diameter Tangki	: 10 ft

Tebal <i>Shell</i> per <i>Course</i>	:		
<i>Course 1</i>	:	3/16	in
<i>Course 2</i>	:	3/16	in
Tinggi <i>Head</i> Tangki	:	1/2	ft
Tebal <i>Head</i> Tangki	:	4/16	in
Diameter Pengaduk	:	5	ft
Power Pengaduk	:	2	hp
Diameter Pipa ( <i>Inlet</i> )	:	5	in , Schedule No 40
Diameter Pipa ( <i>Outlet</i> )	:	3	in , Schedule No 40

## 6. Filter Press (H-212)

Kondisi Operasi

Rate Feed : 14937,52 kg/jam

Waktu Operasi : 2 jam

Komponen Feed masuk Filter Press

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi ( $x_i$ )	Densitas ( $\text{g/cm}^3$ )	$x_i/\rho_i$
CaCO <sub>3</sub>	44,36	0,003	2,93	0,001
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5228,13	0,350	2,70	0,13
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,87	0,000	2,40	0,00002
NaCl	122,56	0,008	2,16	0,004
Impurities	33,21	0,002	2,30	0,001
H <sub>2</sub> O	9508,39	0,637	0,99	0,64
Total	14937,52	1,000	-	0,78

Dengan,  $x_i$  = Fraksi komponen  $i$

$\rho_i$  = Massa jenis komponen  $i$

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \sum \frac{x_i}{\rho_i}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{0,78}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 1282,38 \text{ kg/m}^3$$



Komponen Filtrat

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi (x <sub>i</sub> )	Densitas (g/cm <sup>3</sup> )	x <sub>i</sub> /ρ <sub>i</sub>
NaCl	122,56	0,008	2,16	0,004
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5228,13	0,353	2,70	0,13
CaCO <sub>3</sub>	0,00	0,000	2,93	0,000
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,00	0,000	2,40	0,000
H <sub>2</sub> O	9413,30	0,636	0,99	0,64
Impurities	33,21	0,002	2,30	0,00
Total	14797,20	1,000	-	0,78

Dengan, x<sub>i</sub> = Fraksi komponen i

ρ<sub>i</sub> = Massa jenis komponen i

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \sum \frac{x_i}{\rho_i}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{0,78}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 1282,64 \text{ kg/m}^3$$

Komponen Cake

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi (x <sub>i</sub> )	Densitas (g/cm <sup>3</sup> )	x <sub>i</sub> /ρ <sub>i</sub>
NaCl	0,00	0,000	2,16	0,000
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,00	0,000	2,70	0,000
CaCO <sub>3</sub>	44,36	0,316	2,93	0,11
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,87	0,006	2,40	0,003
H <sub>2</sub> O	95,08	0,678	0,99	0,69
Impurities	0,00	0,000	2,30	0,000
Total	140,32	1,000	-	0,80

Dengan, x<sub>i</sub> = Fraksi komponen i

ρ<sub>i</sub> = Massa jenis komponen i

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \sum \frac{x_i}{\rho_i}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{0,796} \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 1255,72 \text{ kg/m}^3$$

Filtrat per siklus = Rate filtrat keluar x waktu operasi

$$= 14797,20 \text{ x } 4 \text{ jam}$$

$$= 59188,82 \text{ kg}$$

Volume Filtrat =  $\frac{\text{Rate filtrat keluar per siklus}}{\rho_{\text{campuran}}}$

$$= \frac{59188,82 \text{ kg}}{1282,64 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 46,15 \text{ m}^3$$

$$= 1629,63 \text{ ft}^3$$

Dilakukan trial dengan memasang sembarang harga A yang kemudian di check bahwa harga tersebut memberikan waktu filtrasi yang sama dengan harga yang telah ditetapkan.

Trial A = 38 ft<sup>2</sup> = 3,53 m<sup>2</sup>

Menentukan waktu operasi dalam satu siklus

Filter press beroperasi secara *batch* dan pada tekanan konstan

$$t_f = \frac{K_p}{2} V^2 + BV \quad (\text{Geankoplis, Pers. 14.2-17, Hal. 913})$$

Mencari harga Kp

$$K_p = \frac{\mu \cdot \alpha \cdot c_s}{A^2 (-\Delta p)} \quad (\text{Geankoplis, Pers. 14.2-14, Hal. 913})$$

dimana:

- $\mu$  = Viskositas filtrat kg/ms
- $\alpha$  =  $\frac{1}{K_{ps}(1-X)}$  m/kg (Brown, hal 244)
- $c_s$  = Konsentrasi *slurry* kg/m<sup>3</sup>
- A = Luas total frame m<sup>2</sup>

$$\Delta p = \text{Tekanan filtrasi} \quad \text{N/m}^2$$

$$X = \text{Porositas cake}$$

Ditetapkan :

$$\Delta p = 50 \text{ psi} = 344737,85 \text{ N/m}^2 \quad (\text{Hugot hal. 473})$$

$$\mu = 3,41 \text{ cp} = 0,003 \text{ kg/ms}$$

$$X = 0,42 \quad (\text{Brown, hal. 214})$$

$$K = \text{Permeabilitias (m}^2\text{)} = \frac{gc \cdot Dp^2 \cdot Fre}{32 \cdot Ff}$$

(Brown, pers. 172, hal. 217)

Dimana :

$$gc = \text{Faktor Konversi Gravitasi} = (32,17 \text{ lbm.ft/lb.f.s}^2)$$

Dp = Diameter Partikel

$$\begin{aligned} \text{Asusmsi (200 mesh)} &= 0,07 \text{ mm} \\ &= 0,0002 \text{ ft} \end{aligned}$$

y = Luas area *spare* yang memiliki volume yang sama dengan partikel dibagi luas area partikel

Asumsi : partikel berbentuk *spherical* maka, y = 1

(Brown, hal. 214)

Fre = *Reynold Number Factor*

Ff = *Friction Factor*

Dari Brown fig. 219 untuk harga X dan y diatas didapatkan Fre = 44

Dari Brown fig. 219 untuk harga X dan y diatas didapatkan Ff = 1300

Sehingga,

$$\begin{aligned} K &= \frac{gc \cdot Dp^2 \cdot Fre}{32 \cdot Ff} \\ &= \frac{32,17 \times 0,0002^2 \times 44}{32 \times 1300} \\ &= 0,000000002 \text{ ft}^2 \\ &= 0,000000002 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\rho_s = \text{Densitas solid dalam cake (kg/m}^3\text{)} = 2918 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga diperoleh *specific cake resistance* :

$$\alpha = \frac{1}{K \cdot \rho_s (1-X)}$$

$$\alpha = \frac{1}{1,82E-10 \times 2917,58 (1 - 0,423)}$$

$$= 3261928 \text{ m/kg}$$

$$C_s = \frac{\rho \times C_x}{1-m C_x}$$

$$\rho = \text{Densitas Filtrat} = 1282,64 \text{ kg/m}^3$$

$$m = \text{wet cake/dry cake} = 1,006 \text{ kg}$$

$$C_x = \text{Fraksi Solid} = 0,32 \text{ kg}$$

Maka,

$$C_s = 612,00 \text{ kg}$$

Sehingga dapat diperoleh nilai  $K_p$

$$K_p = \frac{\mu \cdot \alpha \cdot C_s}{A^2 (-\Delta p)}$$

$$= \frac{0,003 \times 3261928 \times 612,00}{12,46^2 \times 344737,85}$$

$$= 1,58 \text{ s/m}^6$$

Mencari harga konstanta filtrasi (B)

$$B = \frac{\mu R_m}{A (-\Delta p)} \quad (\text{Geankoplis, Pers. 14.2-15})$$

Dimana,  $R_m = \text{Tahanan filter medium} = 10000000000 \text{ m}^{-1}$   
(Asumsi filter media berupa *cloth*)

Sehingga, (Walas, hal 314)

$$B = \frac{0,003 \times 1E+10}{3,53 \times 344737,85}$$

$$= 28,02 \text{ s/m}^3$$

Untuk menentukan waktu filtrasi per *cycle* dilakukan trial and error.

$$\text{Volume filtrat per Cycle} = 46,15 \text{ m}^3$$

$$\text{Waktu per Cycle} = 2 \text{ jam}$$

Waktu Filtrasi :

$$\begin{aligned}
 t_f &= \frac{K_p}{2} V^2 + BV && (\text{Geankoplis, Pers. 14.2-17, Hal. 913}) \\
 &= \frac{1,58}{2} \times 46,15^2 + 28,02 \times 46,15 \\
 &= 2979,92 \text{ detik} \\
 &= 49,67 \text{ menit} = 0,8 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Waktu Pencucian dengan menggunakan hubungan :

$$t_w = \text{Volume air Pencucian/Rate Pencucian}$$

Sedangkan *Rate* pencucian dihitung dengan menggunakan rumus 14.2-20

Geankoplis (*Plate and Frame*)

$$(dV/dt) = \frac{1}{4} \times \frac{1}{K_p \times V_f + B} m^3/dt$$

$$\text{Dengan } V_f = 46,15 \text{ m}^3$$

Sehingga,

$$(dV/dt) = 0,00247 \text{ m}^3/s$$

$$\begin{aligned}
 V_w &= 10\% \times \text{Volume filtrat} \\
 &= 4,61 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_w &= \frac{V_w}{(dV/dt)} \\
 &= 1867 \text{ detik} \\
 &= 31,11 \text{ menit}
 \end{aligned}$$

Asumsi : Waktu Pembersihan *Filter Press* (*td*) = 30 menit

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu Total per Siklus} &= t_f + t_w + t_d \\
 &= 49,7 + 31,11 + 30 \\
 &= 110,78 \text{ menit} \\
 &= 1,85 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

(*Range td 18-60, Hugot*)

Dari *Wallas* hal 323 diambil :

$$\begin{aligned}
 \text{Plate and Frame} &= 250 \text{ mm} \\
 \text{Luas Filter} &= 0,10 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Frame} &= \frac{A}{\text{Luas Filter}} \\ &= \frac{3,53}{0,10} \\ &= 36,77 = 37 \text{ buah} \\ \text{Jumlah Plate} &= \text{Jumlah Frame} - 1 \text{ buah} \\ &= 36 \text{ buah} \end{aligned}$$

**Spesifikasi Filter Press**

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: H-212
Fungsi	: Untuk memisahkan endapan $Mg(OH)_2$ dan $CaCO_3$ dari <i>Slurry</i>
Tipe	: <i>Horizontal Plate and Frame</i>
Bahan Plate	: <i>Cast Iron</i>
Dimensi	:
Luas Filter	: 0,096 m <sup>2</sup>
Jumlah Frame	: 37 buah
Jumlah Plate	: 36 buah
Jumlah	: 2 unit

**7. Crystallizer (X-210)**

Fungsi : Untuk mengkristalkan larutan  $Na_2SO_4$  menjadi  $Na_2SO_4 \cdot 10H_2O$

Laju alir = 14797,20 kg/jam  
 = 32627,8 lb/jam

Komponen yang masuk ke dalam crystallizer

Komponen	Massa (kg/jam)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	122,56	2160	0,06
$Na_2SO_4$	5228,13	2660	1,97
H <sub>2</sub> O	9413,30	1000	9,41
Impurities	33,21	1738	0,02
Total	14797,20		11,45

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= \frac{\text{Massa campuran}}{\text{Volume campuran}} \\ &= \frac{14797,20}{11,45} \\ &= 1292 \text{ kg/m}^3 \\ &= 80,66 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik} &= \frac{\text{Laju alir}}{\rho_{\text{campuran}}} \\ &= \frac{32627,83}{80,66} \\ &= 404,50 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Dipilih putaran dan power crystallizer sebagai berikut:

$$\text{Putaran} = 0,5 \text{ rpm}$$

$$\text{Power} = 16/1000 \text{ hp/ft}^3$$

(Hugot hal. 729)

$$\begin{aligned} \text{Power yang dibutuhkan} &= \text{Power} \times \text{laju alir volumetrik} \\ &= 16/1000 \times 404,50 \\ &= 6,5 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi motor} &= 80\% \\ &= (100/80) \times 6,5 \\ &= 8,09 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih power} = 9 \text{ hp}$$

Berdasarkan Hugot hal 731-732, kapasitas crystallizer dinaikkan 15-20% dari volume sebenarnya, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Volume crystallizer} &= 404,50 + (20\% \times 404,50) \\ &= 485,40 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menghitung besarnya diameter crystallizer

$$V = 0,5 \times L \times D^2 \times (1 + \pi/4)$$

(Hugot, eq. 34.7 hal. 733)

$$V = 0,9 \times L \times D^2$$

Diasumsikan  $L = 20 \text{ ft} = 6,10 \text{ m}$

$$\begin{aligned} D^2 &= \frac{V}{0,9 \times L} \\ &= \frac{485,40}{0,9 \times 20} \\ &= 27,19 \text{ ft}^2 \\ D &= 5,21 \text{ ft} \\ &= 1,59 \text{ m} \end{aligned}$$

Mencari besarnya cooling surface

$S$  = Cooling Surface of *Crystallizer* ( $\text{m}^2$ )

$D$  = diameter alat pengkristalan (m)

$$S = D^2 \times (1 + \pi/4) \times (1 + 2 m)$$

$$m = L/D = 3,8$$

(Hugot, eq. 34.6 hal. 732)

$$= 2,5 \times (1 + \pi/4) \times (1 + 2 \times 3,8)$$

$$= 39,12 \text{ m}^2$$

### Spesifikasi *crystallizer* (X-210)

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: X-210
Fungsi	: Mengkristalkan larutan $\text{Na}_2\text{SO}_4$ menjadi $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$
Tipe	: Swenson-Walker <i>Crystallizer</i>
Kapasitas	: $404,497 \text{ ft}^3/\text{jam}$
Diameter	: 1,59 m
Panjang	: 6,1 m
Tipe Pengaduk	: <i>Helical scrapper</i>
Speed	: 0,5 rpm
Power	: 9 hp



Luas Pendingin : 39,12 m<sup>2</sup>  
 Bahan : Carbon Steel  
 Jumlah : 1 unit

---

### 8. Centrifuge (H-216)

Fungsi : Untuk memisahkan kristal Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.10H<sub>2</sub>O dengan larutannya

Tipe : Disk bowl

Bahan konstruksi : Stainless steel tipe 304 grade 3

Dasar pemilihan : Tekanan operasi 1 atm

Kondisi operasi : Tekanan operasi 1 atm

Laju alir massa masuk centrifuge 14797,20 kg/jam

Komponen yang masuk ke dalam centrifuge

Komponen	Massa (kg/jam)	ρi (kg/m <sup>3</sup> )	V (m <sup>3</sup> /jam)
NaCl	122,56	2160	0,06
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	63,88	2660	0,02
H <sub>2</sub> O	2955,24	1000	2,96
Impurities	33,21	1738	0,02
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .10H <sub>2</sub> O	11622,32	2300	5,05
Total	14797,20		8,11

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= \frac{\text{Massa campuran}}{\text{Volume campuran}} \\ &= \frac{14797,20}{8,11} \\ &= 1825 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik} &= 8,11 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,14 \text{ m}^3/\text{menit} \\ &= 2142 \text{ gal/jam} = 35,7 \text{ gal/menit} \end{aligned}$$

Dari Perry 7th edition tabel 18-12 hal. 18-112, dengan laju alir volumetrik maksimal antara 5-50 gal/menit digunakan disk centrifuge dengan spesifikasi

$$\text{Diameter} = 13 \text{ in}$$

Kecepatan putar = 7500 rpm  
 Daya = 6 hp  
 Gaya centrifugal maks = 10400

**Spesifikasi centrifuge (H-216)**

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	: Untuk memisahkan kristal $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ dengan larutannya
Tipe	: Disk bowl
Bahan konstruksi	: Stainless steel tipe 304 grade 3
Kapasitas	: 14797,20 kg/jam
Diameter	: 13 in
Kecepatan putar	: 7500 rpm
Daya	: 6 hp
Gaya centrifugal maks	: 10400
Jumlah	: 1 buah

**9. Rotary Dryer (B-220)**

Fungsi : Mengeringkan kristal  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$  dengan udara kering

Jenis : Single shell direct heat rotary dryer

Neraca massa rotary dryer

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)	
	<12>	<16>	<13>	<17>
NaCl	49,35		0,49	48,86
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	25,72		0,26	25,47
$\text{H}_2\text{O}$	1190,01	54,98	1207,91	37,08
Impurities	13,37		0,13	13,24
$\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	11506,09		115,06	11391,03
Udara kering		36653,59	36653,59	
Total	12784,55	36708,57	37977,44	11515,67
		49493,11		49493,11

Laju alir udara masuk = 36708,57 kg/jam  
 = 80942,39 lb/jam

Kondisi operasi

Tekanan = 1 atm

T udara masuk,  $T_{G2} = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 122 \text{ } ^\circ\text{F}$

T udara keluar,  $T_{G1} = 23,51 \text{ } ^\circ\text{C} = 74,31 \text{ } ^\circ\text{F}$

T feed masuk,  $T_{S1} = 5 \text{ } ^\circ\text{C} = 41 \text{ } ^\circ\text{F}$

T feed keluar,  $T_{S2} = 31 \text{ } ^\circ\text{C} = 87,8 \text{ } ^\circ\text{F}$

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences
122	<b>Higher temp</b>	87,8	34,2
74,31	<b>Lower Tem</b>	41	33,31
47,69	<b>Differences</b>	46,8	0,89

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} \\ &= \frac{0,89}{0,03} = 34 \text{ } ^\circ\text{F} = 274,1 \text{ K} \end{aligned}$$

Perhitungan Area of Dryer

Laju bahan masuk = 12784,55 kg/jam  
 = 28189,93 lb/jam

Massa udara = 36708,57 kg/jam  
 = 80942,39 lb/jam

G adalah mass air velocity, (0,5 - 5 kg/m<sup>2</sup>.det)

Diasumsikan G = 3 kg/m<sup>2</sup>.detik  
 = 10800 kg/m<sup>2</sup>.jam  
 = 2214 lb/ft<sup>2</sup>.jam

Area of dryer =  $\frac{\text{massa udara}}{G}$   
 =  $\frac{80942,39}{2213,5}$   
 = 36,57 ft<sup>2</sup>  
 = 3,40 m<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} \text{Area of dryer} &= \frac{\pi \times D^2}{4} \\ 3,40 &= \frac{\pi \times D^2}{4} \\ D &= 2,08 \text{ m} \\ &= 6,83 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan koefisien volumetrik heat transfer

$$U_a = \frac{240 \times G^{0,67}}{D}$$

(Ulrich, tabel 4-10)

$$\begin{aligned} U_a &= \frac{240 \times 3^{0,67}}{2,08} \\ &= 240,79 \text{ J/m}^3 \cdot \text{s.K} \end{aligned}$$

Perhitungan panjang, L

$$\begin{aligned} Q &= 801912,46 \text{ kcal/jam} \\ &= 3355282,24 \text{ kJ/jam} \\ &= 932022,85 \text{ J/s} \\ Q &= U_a \times V \times \Delta T \text{ LMTD} \end{aligned}$$

(Perry 7th ed. Eq. 12-51 hal 12-53)

$$V = \frac{\pi \times D^2 \times L}{4}$$

$$Q = U_a \times \frac{\pi \times D^2 \times L}{4} \times \Delta T \text{ LMTD}$$

$$\begin{aligned} 932022,85 &= 240,79 \times 3,4 \text{ L} \times 274,1 \\ L &= 4,2 \text{ m} \\ &= 13,63 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan time of passes

$$\theta = \frac{0,23 \text{ L}}{S \text{ N}^{0,9} \text{ D}} \pm 0,6 \frac{\text{BLG}}{\text{F}}$$

$$B = 5 (\text{Dp})^{-0,5}$$

dengan ketentuan :

$$S = \text{Slope drum} = 0-8 \text{ cm/m}$$

$$\text{Kecepatan peripheral} = 0,25 - 0,5 \text{ m/s}$$

tanda (+) untuk aliran counter current

(Perry 7th ed. hal 12-55 s/d 12-56)

$$\text{Asumsi : } D_p = \text{Ukuran partikel} = 20 \text{ mesh}$$

$$= 0,03 \text{ in}$$

$$= 841 \mu\text{m}$$

$$\text{Slope drum} = 5 \text{ cm/m} = 0,05 \text{ ft/ft}$$

$$\text{Kecepatan peripheral} = 0,3 \text{ m/s}$$

$$= 15 \text{ m/menit}$$

$$\text{Kecepatan putar (N)} = \frac{\text{kecepatan peripheral}}{D}$$

$$= \frac{15}{2,08}$$

$$= 7,21 \text{ rpm}$$

$$B = 5 (D_p)^{-0,5} = 5 (841)^{-0,5}$$

$$= 0,17$$

$$F = \frac{\text{Feed bahan kering}}{\text{area of dryer}}$$

$$= \frac{28189,93}{36,57}$$

$$= 770,91 \text{ lb/h.ft}^2$$

$$\theta = \frac{0,23 \text{ L}}{S \text{ N}^{0,9} \text{ D}} + 0,6 \frac{\text{BLG}}{F}$$

$$= \frac{0,23 \times 13,63}{0,1 \times 7,2^{0,9} \times 6,8} + \frac{0,6 \times 0,17 \times 14 \times 2214}{28189,93}$$

$$= 1,7 \text{ menit}$$

Perhitungan sudut

$$\text{Slope} = 5 \text{ cm/m}$$

$$L = 4,2 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Actual slope} &= L \times \text{slope} \\ &= 4,2 \times 5 \\ &= 20,8 \text{ cm} \\ &= 0,21 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\tan \alpha = 0,21$$

$$\alpha = 11^\circ$$

Perhitungan flight

Ketentuan : Tinggi flight =  $1/12 D - 1/8 D$

Panjang flight =  $0,6 - 2 \text{ m}$

Jumlah flight per circle =  $2,4 D - 3 D$

*(Perry 7th ed. hal 12-53 s/d 12-56)*

Asumsi : Tinggi flight =  $0,1 D$

Panjang flight =  $1 \text{ m}$

Jumlah flight per circle =  $3 D$

Diameter drum,  $D = 2,08 \text{ m}$

Panjang,  $L = 4,2 \text{ m}$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi flight} &= 0,1 D \\ &= 0,1 \times 2,08 \\ &= 0,21 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah flight 1 circle} &= 3 D \\ &= 3 \times 2,08 \\ &= 6,242 \\ &\approx 6 \text{ buah} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total circle} &= \frac{\text{Panjang rotary dryer}}{\text{Panjang flight}} \\ &= \frac{4,2}{1} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 4,2 \\
 &\approx 4 \text{ buah} \\
 \text{Total flight} &= \text{total circle} \times \text{jumlah flight per circle} \\
 &= 4 \times 6 \\
 &= 24 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal shell

Bahan untuk shell dari carbon steel SA 283 grade C

dengan allowabe stress = 12560 psi

Dipakai double welded butt join = 80% ; C = 0,13

D = 2,08 m = 6,83 ft

H = 4,2 m = 13,6 ft

Digunakan tekanan operasi = 1 atm = 14,7 psi

Tekanan design tangki = 1,2 x Pop  
= 17,6 psi

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \times D}{2 f e - P} + C \\
 &= \frac{17,6 \times 6,83}{2 \times 12560 \times 0,8 - 17,6} + 0,13 \\
 &= 0,131 \text{ in} = 0,011 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

dipilih plate dengan ketebalan =  $\frac{3}{16}$  in

Menghitung isolasi

Isolasi yang dipakai = batu setebal 4 in = 0,33 ft

Diameter dalam rotary (Di) = 6,83 ft

Diameter luar rotary (Do) = Di + 2ts  
= 6,85 ft

Diameter rotary terisolasi = Do + 2 x tebal isolator  
= 7,5 ft

Perhitungan berat total

a. Berat shell

$$W_e = \frac{\pi}{4} \times (D_o^2 - D_i^2) \times L \times \rho$$

$$\rho = \text{density steel} = 494,2 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_e = \frac{\pi}{4} \times (6,85^2 - 6,83^2) \times 13,6 \times 494,2$$

$$= 1572 \text{ lb}$$

b. Berat isolator

$$W_e = \frac{\pi}{4} \times (D_o^2 - D_i^2) \times L \times \rho$$

$$\rho = \text{density isolator} = 19 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_e = \frac{\pi}{4} \times (7,5^2 - 6,85^2) \times 13,6 \times 19$$

$$= 1937 \text{ lb}$$

c. Berat bahan

$$\text{Rate massa} = 28189,93 \text{ lb/jam}$$

$$\text{d. Berat total} = 1572 + 1937 + 28189,93$$

$$= 31699,00 \text{ lb}$$

Perhitungan daya motor:

$$P = \frac{N \times (4,75 \text{ dw} + 0,19 \text{ DW} + 0,33 \text{ W})}{100000}$$

(Perry 7th ed. hal 12-53 s/d 12-56)

dengan, P = daya motor, hp

$$N = \text{putaran rotary drye} = 7,21 \text{ rpm}$$

$$d = \text{diameter shell} = 6,83 \text{ ft}$$

$$w = \text{berat bahan} = 28189,93 \text{ lb/jam}$$

$$D = d + 2 = 8,83 \text{ ft}$$

$$W = \text{berat total} = 31699,00 \text{ lb}$$

$$\text{maka, P} = \frac{7,21 \times (9E+05 + 53851 + 10461)}{100000}$$

$$= 70,5 \text{ hp}$$



$$\begin{aligned} \text{efisiensi motor} &= 80\% \\ \text{Sehingga, } P &= \frac{70,52}{80\%} = 88,1 \text{ hp} \end{aligned}$$

### Spesifikasi Rotary Dryer (B-220)

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: B-220
Fungsi	: Meringkan kristal $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ dengan udara kering
Tipe	: <i>Single shell direct heat rotary dryer</i>
Laju alir <i>solid</i>	: 12785 kg/jam
Laju alir udara	: 36709 kg/jam
Diameter	: 2,08 m
Panjang	: 4,2 m
Tebal <i>shell</i>	: 3/16 in
Sudut kemiringan	: 11 °
<i>Time of passes</i>	: 1,66 menit
Jumlah <i>flight</i>	: 24 buah
Power	: 88,1 hp
Jumlah	: 1 unit

### 10. Spray Condenser (B-310)

Fungsi	= Mengubah fase hasil samping (HCl) dari gas menjadi <i>liquid</i>
Feed rate	= 8320 kg/jam
Residence time	= 8 jam
Jumlah bin	= 1
Kapasitas	= 66562,7 kg

#### Densitas Bahan Baku Masuk

Bahan Baku	Massa	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
HCl	2636,64	1490	1,77
SO <sub>3</sub>	65,99	1920	0,03

H <sub>2</sub> O	117,20	1000,00	0,12
<b>Total</b>	<b>2819,83</b>		<b>1,92</b>

$$\rho \text{ campuran} = 1468 \text{ kg/m}^3 = 91,00 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan baku} &= \frac{66562,7 \text{ kg}}{1467,8 \text{ kg/m}^3} \\ &= 45,35 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume bahan baku} = 0,9 \times \text{Volume Total}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \frac{\text{Volume Bahan Baku}}{0,9} \\ &= \frac{45,35}{0,9} \\ &= 50,39 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**Dimensi Spray Condenser :**

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas *flange only* dan tutup bawah *conical dengan sudut puncak 150°*

$$\text{Sudut puncak} = 150^\circ$$

Asumsi dimensi tinggi silinder/diameter bejana (Hs/D) = 2  
(Ulrich, hal. 248)

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H_s \\ &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 2D \\ &= 1,57 D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Conical} &= \frac{\pi \times D^3}{24 \cdot \text{tg}(\alpha/2)} \\ &= 0,04 D^3 \end{aligned}$$

Volume tutup atas tidak dihitung karena *flange only* berbentuk *flat*

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \text{Volume Silinder} + \text{Volume Conical} \\ 50,39 &= 1,57 D^3 + 0,04 D^3 \\ 50,39 &= 1,61 D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D^3 &= 31,39 \\
 D &= 3,15 \quad \text{m} = 124,20 \quad \text{in} = 10,35 \quad \text{ft} \\
 H_s &= 2 \times D \\
 &= 2 \times 3,15 \\
 &= 6,31 \quad \text{m} = 248,39 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

**Menghitung tutup bawah**

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi } \textit{Conical} \text{ (Hc)} &= \frac{ID}{2 \times \text{tg}(\alpha/2)} \\
 &= 0,42 \quad \text{m} \\
 &= 16,64 \quad \text{in} \\
 \text{tinggi total bejana (H)} &= \text{tinggi bejana} + \text{tinggi } \textit{conical} \\
 &= 6,31 \quad + \quad 0,42 \\
 &= 6,73 \quad \text{m} \\
 &= 265,03 \quad \text{in} \\
 \text{Volume } \textit{conical} &= \frac{\pi \times D^3}{24 \times \text{tg}(\alpha/2)} \\
 &= \frac{3,14 \times 2,23^3}{24 \times \text{tg}(0,5 \times 150)} \\
 &= 5,41 \quad \text{m}^3 \\
 \text{V bahan dalam silinder} &= \text{volume total bahar} - \text{volume } \textit{conical} \\
 &= 50,39 \quad - \quad 5,41 \\
 &= 44,97 \quad \text{m}^3 \\
 \text{tinggi bahan dalam silinder} &= \frac{\text{volume bahan dalam silinder}}{\pi/4 \times D^2} \\
 &= \frac{44,97}{7,81} \\
 &= 5,76 \quad \text{m} \\
 \text{tinggi bahan dalam bejana} &= \text{tinggi bahan dalam silinder} + \\
 &\quad \text{tinggi } \textit{conical} \\
 &= 5,76 \quad + \quad 0,4 \\
 &= 6,18
 \end{aligned}$$

**Menentukan Tekanan Design (Pd)**

Tekanan operasi sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan :

$$\begin{aligned}
 P \text{ bahan} &= \rho_{\text{bahan}} \times g \times H_b \\
 &= 1467,80 \times 9,8 \times 6,18 \\
 &= 88889,58 \text{ Pa} \\
 &= 12,89 \text{ psi} \\
 P_d &= 14,7 + P \text{ bahan} \\
 &= 14,7 + 12,89 \\
 &= 27,59 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

**Menentukan ketebalan silinder**

$$t_s = \frac{P_d \times ID}{2(fE - 0,6 P_d)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, hal. 254})$$

$$f = 16000 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, 251})$$

$$C = \frac{1}{8} \text{ in (carbon steel)}$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, 251})$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{27,59 \times 124,20}{2 \times (12800 - 1 \times 27,59)} + \frac{1}{8} \\
 &= 0,26 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$= \frac{0,259}{16} = \frac{1}{16} \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, 91})$$

$$= 0,0004 \text{ m}$$

$$OD = ID + 2 \times t_s$$

$$OD = 124,20 + 2 \times 0,06$$

$$OD = 124,32 \text{ in} = 3,16 \text{ m}$$

**Menentukan ketebalan tutup bawah**

$$t_b = \frac{P_d \times ID}{2 \cos(\alpha/2)(fE - 0,6 P_d)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 259})$$

$$\begin{aligned}
 t_b &= \frac{27,59 \times 124,20}{2 \times (12800 - 0,6 \times 27,59)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,20 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$= \frac{0,20}{16} = \frac{1}{16} \text{ in}$$

$$= 0,0003 \text{ m}$$

### Menghitung dimensi nozzle

Asumsi aliran turbulen

Di optimal	:	$3,9 \times qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$
Q	:	$1,92 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,02 \text{ ft}^3/\text{sekon}$
Densitas campuran	:	$1468 \text{ kg/m}^3 = 91,63 \text{ lb/ft}^3$
Di optimal	:	1,17 in
Spesifikasi Flange standar	:	
Nominal pipe size	:	2,5 in
ID	:	2,47 in
OD	:	7 in
Lebar flange	:	3,56 in
Tebal flange	:	0,88 in
Tinggi Nozzle	:	2,75 in
A	:	4,79 in <sup>2</sup> (Browneel hal 221)

### Spesifikasi Spray Condenser

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: B-310
Fungsi	: Mengubah fase hasil samping (HCl) dari gas menjadi <i>liquid</i>
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas <i>dished</i> <i>head</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Austentic Stainless Steel (AISI) 304</i>
Tipe Las	: <i>Double welded butt joined</i>
Total Material	: 66562,71 kg
Kapasitas Tangki	: 1774 ft <sup>3</sup>
Jumlah	: 1 unit
Dimensi <i>Vessel</i>	:

Tinggi Shell Vessel	:	18	ft
Tinggi Konis	:	2	ft
Diameter Tangki	:	11	ft
Tebal Silinder	:	0,06	in
Tebal tutup bawah	:	0,06	in
Dimensi <i>Nozzle</i>	:		
Nominal pipe size	:	2,50	in
ID	:	2,47	in
OD	:	7	in
Lebar flange	:	3,56	in
Tebal flange	:	0,88	in
Tinggi Nozzle	:	2,75	in
A	:	4,79	in <sup>2</sup>

---

### 11. Blower (G-116)

Rate udara masuk	:	12080	kg/jam
	:	201,33	kg/min

Kondisi udara masuk :

$$P_1 : 1 \text{ atm} : 101 \text{ kPa}$$

$$P_2 : 1,1 \text{ atm} : 111 \text{ kPa}$$

$$T : 30 \text{ }^\circ\text{C} : 303 \text{ K}$$

$$\rho : 1,57 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Geankoplis 4th Ed, hal. 971})$$

Kecepatan udara masuk	:	$\frac{\text{Rate udara masuk}}{\text{Densitas Udara}}$
	:	$\frac{201,33}{1,57}$
	:	127,88 m <sup>3</sup> /min

$$P_w (kW) = \frac{Q_{air} P_1}{17.4 e_M e_B} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{0.283} - 1 \right]$$

- $e_M$  : Motor efficiency ( - )  
 $e_B$  : Blower efficiency ( - )  
 $P_1$  : Inlet pressure, absolute ( kPa )  
 $P_2$  : Outlet pressure, absolute ( kPa )  
 $P_w$  : Power (kW)  
 $Q_{air}$  : Air flow in ambient condition (m<sup>3</sup>/min)

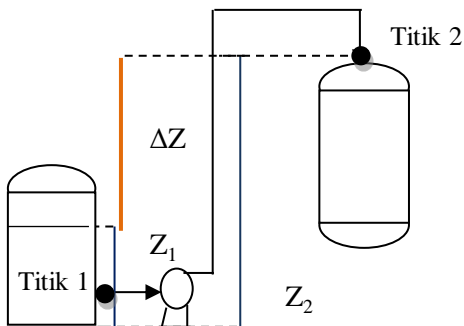
$$P_w : \frac{127,88 \times 101}{17,4 \times 0,9 \times 0,8} \left[ \left( \frac{111}{101} \right)^{0,283} - 1 \right]$$

$$P_w : 27,92 \text{ kW}$$

### Spesifikasi Blower

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: G-222
Fungsi	: Menghembuskan udara ke <i>Furnace</i>
Tipe Alat	: <i>Single-stage Centrifugal</i>
Kapasitas	: 201,33 kg/min
Power	: 28,00 kW
Jumlah	: 1 unit

### 12. Pompa (L-115)



Massa Jenis  $H_2SO_4$  :  $1,8 \text{ g/cm}^3 = 114,87 \text{ lb/ft}^3$   
 Viskositas :  $23,80 \text{ mPa.s} = 4,97E-05 \text{ lb/ft.s}$   
 Rate masuk :  $3700 \text{ kg/jam} = 8157 \text{ lb/jam} = 2,27 \text{ lb/s}$

Rate Volumetrik :  $\frac{m}{\rho} = \frac{2,27}{114,87} = 0,02 \text{ ft}^3/\text{s} = 8,85 \text{ gal/min}$

Asumsi Aliran Turbulen

Di opt. =  $3,9 \times q^{0,45} \times \rho^{0,13} = 3,9 \times (0,0)^{0,45} \times (115)^{0,13}$   
 $= 1,23 \text{ in} = 0,03 \text{ m}$   
 (digunakan pipa 8 in Schedule no. 40)

Inside Diamters =  $7,98 \text{ in} = 0,20 \text{ m} = 0,67 \text{ ft}$   
 Luas area =  $\pi \cdot r^2 = \pi/4 \cdot D^2 = \pi/4 \cdot 0,20^2 = 0,13 \text{ ft}^2$   
 $= 1,39 \text{ ft}^2$   
 Kecepatan Alir =  $Q/A = 0,02/1,39 = 0,01 \text{ ft/s}$   
 $= 0,004 \text{ m/s}$

$$Nre = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$= \frac{115 \times 0,67 \times 0,014}{0,00005}$$

$$= 21827,67$$

Perhitungan Friksi :

**1. Friksi Sudden Constriction**

$hc = \frac{Kc \times v^2}{2\alpha}$  dimana,  $kc = 0,55$

$hc = \frac{0,55 \times 0,01^2}{2 \times 1}$

$hc = 0,00006 \text{ J/kg}$

**2. Friksi Pipa Lurus**

Panjang pipa lurus diperkirakan = 25 m

Bahan pipa adalah *commmercial steel*



dengan  $\varepsilon = 0,00005$

Dari geankoplis Fig. 2.20-3 diperoleh  $f = 0,01$

$$F_f = \frac{4f \times v^2 \times L}{2 \times D}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times 0,01^2 \times 25}{2 \times 0,20}$$

$$= 0,0002 \text{ J/Kg}$$

### 3. Friksi Karena belokan dan valve

$$H_f = 3(K_{fe} \times v^2) / 2 + (K_{fv} \times v^2) / 2$$

$$K_{f \text{ elbow}} = 0,75$$

$$K_{f \text{ valve}} = 9,5$$

$$H_f = 3 \times (0,75 \times 0,004^2) / 2 + (9,5 \times 0,004^2) / 2$$

$$= 0,0001 \text{ J/kg}$$

### 4. Friksi karena Ekspansi

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2\alpha}$$

$$k_{ex} = (1-A_1/A_2)^2, \quad A_1/A_2 \text{ dianggap } 0 \text{ karena } A_2 \text{ karena tak terhingga}$$

$$h_{ex} = \frac{1 \times 0,004^2}{2 \times 1}$$

$$= 9,4E-06 \text{ J/kg}$$

Jadi Friksi pada pipa,

$$\Sigma F_s = h_c + F_f + h_f + h_{ex}$$

$$= 0,0001 + 2E-04 + 0,00011 + 0,00001$$

$$= 0,0004 \text{ J/kg}$$

Hukum *Bernoulli* :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

diketahui:

$$\begin{aligned}
 \text{ketinggian cairan di tangki penyimpanan } (h_1) &= 9,60 \text{ ft} \\
 \text{ketinggian pipa masuk reaktor } (h_2) &= 24 \text{ ft} \\
 \text{Kecepatan gravitasi } (g) &= 32,15 \text{ ft/s}^2 \\
 \text{Massa jenis di tangki penyimpanan} &= 114,87 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Massa jenis masuk reaktor} &= 114,87 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Tekanan } \textit{suction} \text{ } (P_1) &= \rho_1 \cdot g \cdot h_1 = 35454 \text{ lb/ft}^2 \\
 \text{Tekanan } \textit{discharge} \text{ } (P_2) &= \rho_2 \cdot g \cdot h_2 = 88635 \text{ lb/ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Karena pada dua titik kecepatan fluida sama, maka : } & \frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

Sehingga persamaan menjadi :

$$- W_s = g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F$$

$$\begin{aligned}
 - W_s &= 771,6 + 463 + 0,0004 \\
 &= 1234,56 \text{ BTU/lb} \\
 &= 2871,59 \text{ j/kg}
 \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi} = 80\% \quad (\text{Timmerhause})$$

$$\begin{aligned}
 W_p &= W_s / \text{efisiensi} \\
 &= 3589,48 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Power Pompa} &= \frac{W_p \times m}{1000} \\
 &= \frac{3589 \times 3700}{1000} \\
 &= 13281 \text{ W} \\
 &= 3,689 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi Motor} = 80\%$$

$$\text{Power Motor} = 4,61 \text{ kW} = 6,18 \text{ hp}$$

**Spesifikasi Pompa**

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: L-115
Fungsi	: Mengalirkan fluida dari alat satu ke alat yang lain
Tipe	: Pompa Sentrifugal
Dimensi	:
Diameter pipa masuk	: 8 in
Diameter pipa keluar	: 8 in
Power Pompa	: 7 hp
Jumlah	: 1 unit

**13. BELT CONVEYOR (J-113)**

Komponen yang dipindahkan :

Komponen	Massa (kg)	Massa Jenis (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
NaCl	4385,70	2160	2,03
CaCl <sub>2</sub>	32,54	2150	0,02
CaSO <sub>4</sub>	18,41	2320	0,01
MgSO <sub>4</sub>	1,80	2660	0,00
H <sub>2</sub> O	28,35	1000	0,03
Impurities	33,21	1000	0,03
<b>Total</b>	<b>4500,00</b>		<b>2,12</b>

Kapasitas : 4500 kg/jam : 4,50 ton/jam

Sehingga densitas campuran : 2127 kg/m<sup>3</sup> : 132,78 lb/ft<sup>3</sup>

TABLE 21-7 Belt-Conveyor Data for Troughed Antifriction Idlers\*

Belt width in (cm)	Cross-sectional area of load ft <sup>2</sup> (m <sup>2</sup> )	Belt speed, ft/min (m/min)		Belt plies		Maximum lump size, in (mm)		Belt speed, ft/min (m/min)	Capacity and hp for 100-lb/ft <sup>3</sup> material			Add for tripper hp/ft
		Normal	Maximum	Minimum	Maximum	Sized material, 80% under	Un-sized material, not over 20%		Capacity ton/h (metric tons/h)	hp/10-ft (5.09-m) lift	hp/100-ft (30.48-m) centers	
14 (35)	0.11 (.010)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.0 (51)	3.0 (76)	100 (30.5) 200 (61.0) 300 (91.5)	32 (29) 64 (58) 96 (87)	0.34 0.68 1.04	0.44 0.88 1.32	
16 (40)	0.14 (.013)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.5 (64)	4.0 (102)	100 (30.5) 200 (61.0) 300 (91.5)	44 (40) 88 (80) 132 (120)	0.46 0.90 1.36	0.56 1.12 1.68	2.0
18 (45)	0.18 (.017)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.0 (76)	5.0 (127)	100 (30.5) 250 (76.2) 350 (106.7)	54 (48) 134 (122) 190 (172)	0.58 1.42 2.00	0.70 1.76 2.42	2.5
20 (50)	0.22 (.020)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.5 (89)	6.0 (152)	100 (30.5) 250 (76.2) 350 (106.7)	66 (60) 164 (148) 230 (209)	0.70 1.72 2.44	0.84 2.06 2.90	3.0
24 (60)	0.33 (.030)	300 (91)	400 (122)	4	7	4.5 (114)	8.0 (203)	100 (30.5) 300 (91.5) 400 (121.9)	98 (90) 204 (207) 302 (356)	1.02 3.06 4.08	1.02 3.04 4.04	3.5
30 (75)	0.53 (.049)	300 (91)	450 (137)	4	8	7.0 (178)	12.0 (305)	100 (30.5) 300 (91.5) 450 (137.2)	158 (143) 474 (430) 710 (645)	1.60 4.80 7.20	1.50 4.50 6.74	5.0
36 (90)	0.78 (.072)	400 (122)	600 (183)	4	9	8.0 (203)	15.0 (381)	100 (30.5) 400 (121.9)	230 (206) 920 (835)	2.44 9.74	1.59 6.36	7.0
42 (105)	1.09 (.101)	400 (122)	600 (183)	4	10	10.0 (254)	18.0 (457)	600 (182.9) 100 (30.5)	1580 (1253) 530 (300)	14.60 5.30	9.52 2.28	

								400 (121.9)	1320 (1198)	14.00	9.12	9.5
48 (120)	1.46 (.136)	400 (122)	600 (183)	4	12	12.0 (305)	21.0 (533)	600 (182.9)	1980 (1797)	23.20	13.08	
								100 (30.5)	440 (399)	4.46	3.04	12.8
								400 (121.9)	1760 (1908)	18.70	12.14	
54 (135)	1.90 (.177)	450 (137)	600 (183)	6	14	14.0 (356)	24.0 (610)	600 (182.9)	2640 (2397)	28.00	18.20	
								100 (30.5)	570 (517)	6.04	3.94	
								450 (137.2)	2564 (2328)	27.20	17.70	20.0
								600 (182.9)	3420 (3103)	36.20	23.60	
60 (150)	2.40 (.223)	450 (137)	600 (183)	6	16	16.0 (406)	28.0 (711)	100 (30.5)	720 (654)	7.64	4.98	
								450 (137.2)	3240 (2941)	34.40	22.40	23
								600 (182.9)	4320 (3921)	45.80	29.90	

\*Fairfield Engineering Co. data in U.S. customary system. Metric conversion is rounded off. For inclined conveyors, add lift horsepower to center horsepower for total horsepower. For terminals multiply horsepower by the following factors: 0-50 ft (15.2 m), 1.20; 51-100 ft (30.5 m), 1.10; 101-150 ft (45.7 m), 1.05. For countershaft drives, multiply horsepower by 1.05 for each reduction (cut gears).

<sup>†</sup>Tipper horsepower is based on material bulk density of 100 lb/ft<sup>3</sup> (1602 kg/m<sup>3</sup>) and a belt speed of 300 ft/min (91.4 m/min).

## Kesimpulan Belt Conveyor

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: J113
Fungsi Alat	: Memindahkan bahan (padatan) dari alat satu ke alat yang lain
Kapasitas	: 4,50 ton/jam
Dimensi	:
Panjang	: 20 ft
Lebar	: 14 in
Cross section	: 0,1 ft <sup>2</sup>
Belt plies	: 3
Belt speed	: 200 ft/min
Power	: 3 kw
Jumlah	: 3 unit

### 14. Bucket Elevator (J-224)

Fungsi : Mengangkut kristal Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.10H<sub>2</sub>O dari rotary dryer (B-220) menuju screen (H-225)

Komponen yang dipindahkan

Komponen	Kg/jam
NaCl	48,86
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	25,47
H <sub>2</sub> O	37,08
Impurities	13,24
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .10H <sub>2</sub> O	11391,03
Total	11515,67

$$\begin{aligned} \text{Total massa yang dipindahkan} &= 11515,67 \text{ kg/jam} \\ &= 11,52 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

Dari Perry 7th edition tabel 21-8 hal. 21-15, dengan kapasitas maksimal 14 ton/jam digunakan centrifugal discharge bucket elevator dengan spesifikasi:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bucket elevator} &= 25 \text{ ft} \\ \text{Ukuran bucket} &= 6 \times 4 \times 4 \frac{1}{4} \text{ in} \\ \text{Jarak antar bucket} &= 12 \text{ in} \\ \text{Bucket speed} &= 225 \text{ ft/min} \\ \text{Kecepatan putar} &= 43 \text{ rpm} \\ \text{Lebar belt} &= 7 \text{ in} \\ \text{Power poros} &= 1 \text{ hp} \\ \text{Rasio penambahan power} &= 0,02 \text{ hp/ft} \\ &= 0,02 \times 25 \\ &= 0,5 \text{ hp} \\ \text{Power total} &= 1 + 0,5 \\ &= 1,5 \text{ hp} \\ \text{Efisiensi} &= 80\% \\ \text{Power yang digunakan} &= \frac{1,5}{0,8} = 1,9 \text{ hp} \end{aligned}$$

**Spesifikasi Bucket Elevator (J-224)**

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Mengangkut kristal $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ dari rotary dryer (B-220) menuju screen (H-225)
Jenis	: <i>Continuous bucket elevator</i>
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Jumlah	: 1
Tinggi <i>elevator</i>	: 25 ft
Ukuran <i>bucket</i>	: 6 x 4 x 4 1/4 in
Jarak antar <i>bucket</i>	: 12 in
<i>Bucket speed</i>	: 225 ft/min
Kecepatan putar	: 43 rpm

Lebar *belt* : 7 in  
 Power poros : 1 hp  
 Efisiensi : 80%  
 Power total : 1,9 hp

---

### 15. Cyclone (H-223)

Fungsi : Untuk memisahkan partikel yang terikut udara dari rotary dryer

Laju alir bahan = 1323,86 kg/jam

Komponen	Massa (kg)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	V (m <sup>3</sup> )
NaCl	0,49	2160	0,0002
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,26	2660	0,0001
H <sub>2</sub> O	1207,91	1000	1,21
Impurities	0,13	1738	0,0001
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ·10H <sub>2</sub> O	115,06	2300	0,05
Total	1323,86		1,258

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas campuran } (\rho_{\text{campuran}}) &= \frac{\text{massa campuran}}{\text{volume campuran}} \\
 &= \frac{1323,86}{1,26} \\
 &= 1052,07 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 65,23 \text{ lbm/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$T \text{ udara masuk} = 23,51 \text{ } ^\circ\text{C} = 74,31 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas udara } (\rho_{\text{udara}}) &= 1,19 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 0,07 \text{ lbm/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Viskositas udara} &= 0,00002 \text{ kg/m.s} \\
 &= 0,04 \text{ lbm/ft.jam}
 \end{aligned}$$

Penentuan dimensi cyclone

$$D_{pth} = \sqrt{\frac{9\mu B_c}{\pi N_s V_{in} (\rho_{campuran} - \rho_{udara})}}$$

$D_{pth}$  = Diameter of cyclone (ft)

$\mu_g$  = Gas viscosity (lbm/j.ft)

$B_c$  = Width of rectangular cyclone inlet duct (ft)

$N_s$  = Jumlah putaran aliran gas dalam cyclone

$v_{in}$  = Gas velocity (ft/s)

(Perry 7th ed. hal 17-30)

Ukuran partikel masuk =  $\pm 10 \mu m$

$V_{in}$  = 10-20 m/s

Efisiensi = 85%

(Coulson vol. 6 hal. 449)

Diambil nilai  $V_{in}$  = 20 m/s

= 65,6 ft/s

Maka nilai  $N_s$  = 4,2

(Perry 7th ed. Fig.17038 hal 17-28)

Untuk efisiensi = 85%

$$\frac{d_{pi}}{D_{p,th}} = 4$$

(Perry 7th ed. Fig 17-39 hal 17-28)

Diameter partikel masuk ( $d_{pi}$ ) =  $\pm 10 \mu m$

Diambil nilai  $d_{pi}$  = 10  $\mu m$

= 32,8 x 10<sup>-6</sup> ft

$D_{p,th}$  = 8,2 x 10<sup>-6</sup> ft

Maka nilai  $B_c$  dapat dihitung sebagai berikut

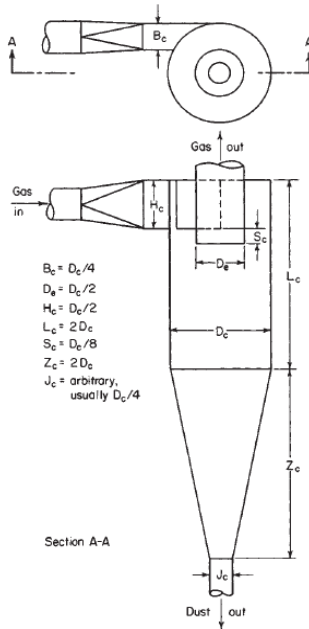
$$D_{pth} = \sqrt{\frac{9\mu B_c}{\pi N_s V_{in} (\rho_{campuran} - \rho_{udara})}}$$

$$8,2 \times 10^{-6} = \left[ \frac{9 \times 0,04 \times B_c}{3,14 \times 4,2 \times 65,6 (65,23 - 0,07)} \right]$$

$$B_c = 1,15 \text{ ft}$$

$$= 13,85 \text{ in}$$

= 0,35 m



Keterangan :

$D_c$  = Cyclone diameter (ft)

$D_e$  = Diameter of cyclone gas exit duct (ft)

$H_c$  = Height of rectangular cyclone inlet duct (ft)

$L_c$  = Length of collecting electrode in direction of gas flow (ft)

Maka, dimensi cyclone dapat dihitung sebagai berikut:

$D_c = 4,62 \text{ ft} = 1,41 \text{ m}$

$D_e = 2,31 \text{ ft} = 0,70 \text{ m}$

$H_c = 2,31 \text{ ft} = 0,70 \text{ m}$

$L_c = 9,24 \text{ ft} = 2,82 \text{ m}$

$S_c = 0,58 \text{ ft} = 0,18 \text{ m}$

$Z_c = 9,24 \text{ ft} = 2,82 \text{ m}$

$J_c = 1,15 \text{ ft} = 0,35 \text{ m}$



**Spesifikasi cyclone (H-223)**

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	: Untuk memisahkan partikel yang terikut udara dari rotary dryer
Kecepatan gas masuk	: 20 m/s
Dimensi cyclone	
Bc	: 0,35 m
Dc	: 1,41 m
De	: 0,70 m
Hc	: 0,70 m
Lc	: 2,82 m
Sc	: 0,18 m
Zc	: 2,82 m
Jc	: 0,35 m
Jumlah	: 1 buah

**16. Screen (H-225)**

Fungsi : Untuk menyeragamkan ukuran kristal natrium sulfat dengan ukuran 200 mesh

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm  
 Suhu = 31 °C  
 Kapasitas = 11614,46 kg/jam  
 = 25609,9 lb/jam

Jenis : high speed vibrating screen dengan ukuran partikel sebesar 200 mesh, dari tabel 19-6 Perry 7th edition, diperoleh:

Diameter wire (d) = 0,05 mm = 0,002 in

Sieve opening (a) = 0,07 mm = 0,003 in

Perkiraan kapasitas screen

$$A = \frac{0,4 \times Ct}{Cu \times FOA \times FS}$$

(Eq. 19-7, Perry 7th edition)

Ct = Rate bahan yang masuk (lb/jam)

Cu = Kapasitas unit = 0,26 ton/(h.ft<sup>2</sup>) (fig. 19-21, Perry 7th edition)

FOA = Luas bukaan (%) (fig. 19-22, Perry 7th edition)

Fs = Luas faktor slot = 25 (tabel 19-7, Perry 7th edition)

Digunakan parallel ro dock dengan eq. 21-6 fig. 19-22, Perry 7th edition untuk mencari FOA

$$FOA = \frac{100 a}{(a + d)}$$

$$= \frac{100 \times 0,003}{(0,003 + 0,002)}$$

$$= 58$$

$$A = 15,76 \text{ ft}^2$$

Disiapkan screen dengan tambahan luas sebesar 50%

Sehingga, luas total = 23,64 ft<sup>2</sup>

### Spesifikasi Screen (H-225)

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	: Untuk menyeragamkan ukuran kristal natrium sulfat dengan ukuran 200 mesh
Kapasitas	: 11614,46 kg/jam
Tipe	: <i>Vibrating screen</i>
Luas screen	: 23,64 ft <sup>2</sup>
Jumlah	: 1 buah

### 17. Ball Mill (C-226)

TABLE 20-16 Illustrative Performance of Marcy Ball Mills

Size, ft.	Ball charge, tons	Hp. to run	Mill speed, r.p.m.	Capacity, tons/24 hr. (based on medium-hard ore)									
				No. 8 sieve*	No. 20 sieve	No. 35 sieve	No. 48 sieve	No. 65 sieve	No. 90 sieve	No. 100 sieve	No. 150 sieve	No. 200 sieve	
3 × 2	0.85	5-7	35	19	15	12	10	8	6½	5	4	3	
4 × 3	2.73	20-24	30	80	64	53	45	36	28	22	18	14	
5 × 4	5.25	44-50	27	180	145	120	102	82	63	51	41	32	
6 × 4½	8.00	85-95	24	375	300	250	210	170	135	105	85	66	
7 × 5	13.10	135-150	22½	640	510	425	360	290	225	180	145	113	
8 × 6	20.2	220-245	21	1100	885	735	625	500	390	310	250	195	
9 × 7	30.0	345-380	20	1800	1450	1200	1020	815	635	505	410	315	
10 × 10	56.50	700-750	18	3680	2960	2450	2100	1700	1325	1050	850	685	
12 × 12	90.5	1260-1345	16.4	7125	5725	4750	4070	3290	2570	2035	1650	1275	

\*Sieve through which substantially all the material can pass.

NOTE: To convert horsepower to kilowatts, multiply by 0.746; to convert tons to megagrams, multiply by 0.907; and to convert tons per 24 hours to megagrams per

day, multiply by 0.907.

Komponen yang dipindahkan :

Komponen	Massa (kg)	Massa Jenis (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
NaCl	44,35	2160	0,02
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	23,12	2660	0,01
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .10H <sub>2</sub> O	10339,95	1738	5,95
H <sub>2</sub> O	33,58	1000	0,03
Impurities	23,12	2300	0,01
Total	10464,12		6,02

Berdasarkan Tabel 19-6 Perry ed.7th diketahui produk dengan ukuran 200 mesh menggunakan spesifikasi no. 200 pada tabel 20-16

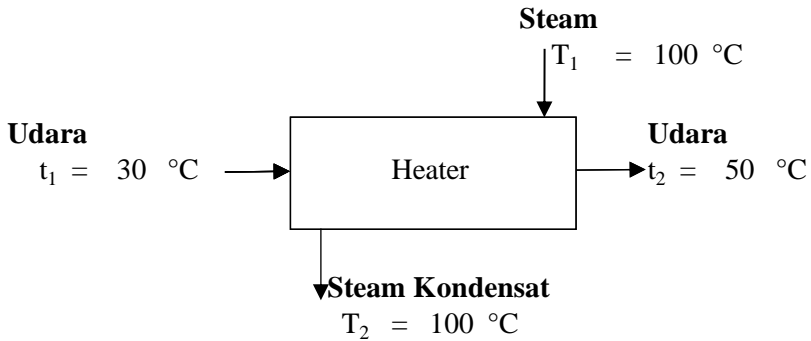
Kapasitas : 10464,12 kg/jam : 251,1 ton/hari  
 Sehingga densitas campuran : 1737,59 kg/m<sup>3</sup> : 108,5 lb/ft<sup>3</sup>

### Spesifikasi Ball Mill (C-226)

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: C-226
Fungsi	: Untuk mengecilkan ukuran atau menyeragamkan ukuran kristal
Kapasitas	: 251,14 ton/hari
Ukuran	: 9 x 7 ft
<i>Ball charge</i>	: 30 ton
<i>Mill speed</i>	: 20 rpm
Power	: 345 hp

**18. Heater (E-228)**

- Fungsi : Memanaskan udara sebelum masuk *Rotary Dryer*  
 Type : *Double Pipe Heat Exchanger*  
 Bahan : Carbon Steel SA 212 Grade A



**a. Heat Balance**

- Aliran Bahan Panas     $Q = 42725,08 \text{ kkal/jam}$   
                                    $= 169618,56 \text{ Btu/jam}$   
                                    $W = 79,20 \text{ kg/jam}$   
                                    $= 174,61 \text{ lb/jam}$   
 Aliran Bahan Dingin     $W = 36653,59 \text{ kg/jam}$   
                                    $= 80807,23 \text{ lb/jam}$

**b. LMTD**

- $T_1 = 100 \text{ °C} = 212 \text{ °F}$   
 $T_2 = 100 \text{ °C} = 212 \text{ °F}$   
 $t_1 = 30 \text{ °C} = 86 \text{ °F}$   
 $t_2 = 50 \text{ °C} = 122 \text{ °F}$

$$LMTD = \frac{(\quad 212 \quad - \quad 122 \quad) - (\quad 212 \quad - \quad 86 \quad)}{\ln \left( \frac{\quad 212 \quad - \quad 122 \quad}{\quad 212 \quad - \quad 86 \quad} \right)}$$

$$\text{LMTD} = \frac{-36}{\ln \frac{90}{126}} = \frac{-36}{\ln 0,7} = \frac{-36}{-0,336} = 107 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**c. Temperatur rata-rata**

karena viskositas yang relatif kecil  $T_c = T_{av}$  dan  $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{212 + 212}{2} = 212 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = T_{av} = \frac{86 + 122}{2} = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**d. Memilih ukuran pipa**

Dari Tabel 6.1 hal 103 dan Tabel 11 Kern, dipilih pipa

*outer pipe*, IP = 2 1/2

*inner pipe*, IP' = 1 1/4

ID (D2) = 2,47 in = 0,21 ft D2=ID nya outer pipe

OD (D1) = 1,66 in = 0,14 ft D1=OD nya inner pipe

ID (D) = 1,38 in = 0,12 ft

D=ID nya inner pipe

L = 12 ft

Dari Tabel 6.2 hal 110 Kern didapatkan data *flow area* dan *annulus*

aa = 2,63 in<sup>2</sup> = 0,02 ft<sup>2</sup>

ap = 1,5 in<sup>2</sup> = 0,01 ft<sup>2</sup> *inner pipe* lebih luas = *mass flow* besar

De = 2,02 in = 0,17 ft (*annulus*)

De' = 0,81 in = 0,07 ft

Cold Fluid (annulus) : Udara

**5. Mass Velocity**

$$G_a = \frac{W}{a_a}$$

$$= \frac{80807,23}{0,018}$$

$$= 4424426,12 \text{ lb/jam.ft}^2$$

**6** Pada  $t_c = 104 \text{ }^\circ\text{F}$   
 $= 40 \text{ }^\circ\text{C}$   
 $= 313 \text{ }^\circ\text{K}$

Dari Fig. 15 didapatkan

$$\mu = 0,02 \text{ cp}$$

$$= 0,05 \text{ lb/ft.jam}$$

$$Re_a = \frac{DeG_a}{\mu}$$

$$= \frac{0,17 \times 4424426,12}{0,046}$$

$$= 16197877,3$$

Dari Fig. 24 Kern didapatkan

JH

**7** JH = 1000

Dimana  $C_p = \text{Heat Capacity, J/gmol.K}$

T = Temperatur K

**8** Specific heat pada  $104 \text{ }^\circ\text{F}$

c = 0,25 Btu/lb  $^\circ\text{F}$  (Fig. 2, Kern)

**9** Thermal Coductivity pada  $104 \text{ }^\circ\text{F}$

k = 0,02 Btu/(jam)(ft2)( $^\circ\text{F}/\text{ft}$ ) (Table 5, Kern)

Hot Fluid (Inner Pipe) = Steam

**5. Mass Velocity**

$$G_p = \frac{W}{a_p}$$

$$= \frac{174,61}{0,01}$$

$$= 16762,8 \text{ b/jam.ft}^2$$

**6** Pada  $T_c = 212 \text{ }^\circ\text{F}$   
 $= 100 \text{ }^\circ\text{C}$   
 $= 373 \text{ }^\circ\text{K}$

Dari Fig. 15 Kern didapatkan

$$\mu = 0,02 \text{ Cp}$$

$$= 0,04 \text{ lb/ft.jam}$$

$$Re_p = \frac{DG_p}{\mu}$$

$$= \frac{0,12 \times 16762,8102}{0,04}$$

$$= 49786,24$$

**7** hio = 1500 btu/jam.ft2. $^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}
 \mathbf{10} \quad h_o &= J_h \times \frac{k}{D_e} \times \left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right) 0,3 \quad \phi_a \\
 \frac{h_o}{\phi_a} &= 1000 \times \frac{0,02}{0,17} \times \left( \frac{0,25 \times 0,05}{0,02} \right) 0,3 \\
 & \qquad \qquad \qquad \phi_a \text{ diasumsi} \\
 \frac{h_o}{\phi_a} &= 1000 \times 0,09 \times 0,91 = 1 \\
 \frac{h_o}{\phi_a} &= 83,43 \\
 \frac{h_o}{1} &= 83,43 \quad \text{Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}
 \end{aligned}$$

**11 Clean overall coefficient,  $U_c$**

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{1500 \times 83,43}{1500 + 83,43} \\
 &= \frac{125144,38}{1583,43} = 79,03 \quad \text{Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

**12 Design overall coefficient,  $U_d$**

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_D$$

Dari tabel 10-13 Ludwig vol 3  $R_{di} = 0.001$  dan  $R_{do} = 0.002$

$$\begin{aligned}
 R_d &= R_{di} + R_{do} \\
 &= 0,001 + 0,002 \\
 &= 0,003 \quad \text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$U_D = 65,99 \quad \text{Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**13 Requires Surface**

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{UD \times \Delta t} \\
 &= \frac{169618,56}{65,99 \times 107} \\
 &= 24,02 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dari tabel 11 Kern didapatkan

*external surface*/lin ft, a" = 0,75 ft (Tabel 11, Kern)

$$\begin{aligned}
 \text{Required length} &= \frac{A}{a''} \\
 &= \frac{24,02}{0,75} = 32 \text{ lin ft}
 \end{aligned}$$

maka jumlah *hairpin* yang dibutuhkan sebanyak

$$= \frac{32}{24} = 1,33 = 2 \text{ hairpin}$$

**14 Fouling Factor**

$$\begin{aligned}
 \text{Actual surface} &= 32 \times 0,75 \\
 &= 24,02 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

*Actual design coefficient*

$$\begin{aligned}
 UD &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{169618,56}{24 \times 107} = 65,99 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Rd &= \frac{UC - UD}{UC \times UD} \\
 &= \frac{79,03 - 65,99}{79,03 \times 65,99} \\
 &= \frac{13,04}{5215,78} = 0,00 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

(Rd lebih dari Rd standar)

Dari Tabel 12 Kern diketahui Rd 0.001 sehingga dapat disimpulkan bahwa Rd yang didapatkan dari perhitungan



memenuhi kriteria perancangan

**Pressure Drop**

$$1 \text{ Rea}' = \frac{De' Ga}{\mu}$$

$$= \frac{0,0675 \times 4424426}{0,046}$$

$$= 6495188,41$$

$$f = 0,004 + \frac{0,26}{\text{Rea}'^{0,4}}$$

$$= 0,004 + \frac{0,26}{6E+06^{0,4}}$$

$$= 0,004 + \frac{0,26}{726,59}$$

$$= 0,004 + 0,0004$$

$$= 0,004$$

Densitas pada 104 °F

$$\rho = 1,28 \text{ g/mL}$$

$$= 79,69 \text{ lb/ft}^3$$

$$2 \Delta Fa = \frac{4fGa2L}{2gp2D}$$

$$= \frac{4 \times 0,004 \times 12 \times 19575546482540}{2 \times 4,2 \times 6350 \times 0,2 \times 108}$$

$$= \frac{14520389266110,80}{1092261247558,59}$$

$$= 13,29 \text{ ft}$$

$$v = \frac{Ga}{3600 \times \rho}$$

$$= 15,42$$

$$1 \text{ Rep}' = \#$$

$$f = 0,004 + \frac{0,26}{\text{Rep}'^{0,42}}$$

$$= 0,004 + \frac{0,26}{49786^{0,42}}$$

$$= 0,004 + \frac{0,26}{93,93}$$

$$= 0,004 + 0,003$$

$$= 0,006$$

Menggunakan *saturated steam* dengan suhu 212 °F

$$v = 26,8 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\rho = 62,24 \text{ lb/ft}^3$$

(Tabel 7, Kern)

$$2 \Delta Fa = \frac{4fGp2L}{2gp2D}$$

$$= \frac{340466185,2}{447994092715}$$

$$= 0,00076 \text{ ft}$$

$$\Delta Pp = \frac{\Delta Fa \times \rho}{144}$$

$$= \frac{0,00075998 \times 62}{144}$$

$$= 0,0003 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta Ft &= 2,00 \left( \frac{V^2}{2g'} \right) \\
 &= 2,00 \frac{15,42^2}{64,4} \\
 &= 2 \cdot 0,24 \\
 &= 0,5 \text{ ft} \\
 \Delta Pa &= \frac{(\Delta Fa + \Delta Ft) \times \rho}{144} \\
 &= 7,62 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

**Spesifikasi Heat Exchanger (E-228)**

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: E-228
Fungsi	: Memanaskan udara sebelum masuk ke Rotary Dryer
Tipe	: <i>Double Pipe Heat Exhcanger</i>
Jumlah	: 1 unit
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 A</i>
Dimensi	:
<i>Luas Area</i>	: 0,75 ft
<i>Outer Pipe</i>	: 2 1/2 IPS
<i>Inner Pipe</i>	: 1 1/4 IPS
<i>Length</i>	: 12 ft
Jumlah <i>hairpin</i>	: 2 hairpin
<i>Fouling Factor</i>	: 0,003 jam.ft <sup>2</sup> /oF/BTU

## BIODATA PENULIS

### PENULIS I



Penulis bernama Nabila Fitri Rohmawati. Lahir di Jombang pada tanggal 30 Maret 1997 dan merupakan anak ketiga dari tiga bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal pada SD Plus Darul ‘Ulum Jombang, SMP Negeri 2 Jombang, dan SMA Negeri 2 Jombang. Pada tahun 2015, penulis dinyatakan diterima pada program studi D III Teknik Kimia, Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi ITS. Terdaftar dengan NRP 2315 030 035. Dalam menyelesaikan studi, penulis mengambil judul Tugas Akhir tentang “Pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat ( $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ ) dari Asam Sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) dan Sodium Klorida ( $\text{NaCl}$ ) dengan Menggunakan Proses Mannheim”. Penulis sempat mengikuti beberapa pelatihan seperti LKMM pra TD dan LKMM TD, serta pelatihan lain yang diadakan oleh Himpunan D III Teknik Kimia FV-ITS. Selama masa studi, penulis aktif berorganisasi pada HIMAD3KKIM FV-ITS sebagai staf Departemen Akademik dan Kesejahteraan Mahasiswa periode 2016/2017. Selain itu, penulis juga aktif berorganisasi pada ITS *International Office* sebagai *volunteer* divisi *Internationalization and Development* pada tahun 2016-2018.

## PENULIS II



Penulis bernama M. Firdaus Kusuma P. Dilahirkan di Surabaya, tanggal 1 September 1997 merupakan anak kedua dari 2 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan, yaitu : SD Negeri Mojo IV Surabaya, SMPN 19 Surabaya, SMAN 3 Surabaya tahun 2015, penulis mengikuti ujian masuk program Diploma III ITS dan diterima di program studi D III Teknik Kimia, Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi ITS. Terdaftar dengan NRP 2315 030 076. Di program studi D III Teknik Kimia penulis mengambil judul Tugas Akhir tentang “Pabrik Sodium Sulfat Dekahidrat ( $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ ) dari Asam Sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) dan Sodium Klorida ( $\text{NaCl}$ ) dengan Menggunakan Proses Mannheim”. Penulis sempat mengikuti beberapa pelatihan seperti LKMM pra TD dan LKMM TD, serta pelatihan lain yang diadakan oleh Himpunan D III Teknik Kimia FV-ITS. Penulis juga merupakan anggota Himpunan Mahasiswa D III Teknik Kimia Fakultas Vokasi ITS (HIMAD3KKIM FV-ITS) sebagai anggota Departemen Pengembangan Sumber Daya Mahasiswa.