



**TUGAS AKHIR - TK145501**

**PABRIK ASAM SULFAT ( $H_2SO_4$ ) DARI GAS HIDROGEN  
SULFIDA ( $H_2S$ ) DENGAN PROSES KONTAK DOUBLE  
ABSORBER**

**ANIK ANDAYANI  
NRP. 1041150000042**

**FARHATUL AINI RIZQIA PUTRI  
NRP. 1041150000071**

**Dosen Pembimbing  
Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng**

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



**TUGAS AKHIR - TK145501**

**SULFURIC ACID ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) PLANT FROM HYDROGEN  
SULFIDE ( $\text{H}_2\text{S}$ ) USING CONTACT PROCESS OF DOUBLE  
ABSORBER**

**ANIK ANDAYANI  
NRP. 1041150000042**

**FARHATUL AINI RIZQIA PUTRI  
NRP. 1041150000071**

**Dosen Pembimbing  
Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng**

**DEPARTMENT INDUSTRIAL OF CHEMICAL ENGINEERING  
Faculty of Vocation  
Sepuluh Nopember Institute of Technology  
Surabaya  
2018**

**LEMBAR PENGESAHAN**

**LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :  
PABRIK ASAM SULFAT ( $H_2SO_4$ ) DARI GAS  $H_2S$  DENGAN  
PROSES KONTAK DOUBLE ABSORBER  
TUGAS AKHIR**

Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Ahli Madya

pada

Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

**Anik Andayani** (NRP 1041150000042)

**Farhatul Aini Rizqia Putri** (NRP 1041150000071)

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir

**Dosen Pembimbing**

**Tugas Akhir**

**Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng**

**NIP. 19630805 198903 2 003**

Mengetahui,

**Kepala Departemen Teknik Kimia Industri**

**FV-ITS**



**Ir. Agung Subvaktu, MS**

**NIP. 19580312 198601 1 001**

**SURABAYA, 26 JULI 2018**

## LEMBAR REVISI

Telah diperiksa dan disetujui sesuai hasil ujian tugas akhir pada Juli 2018 untuk tugas akhir dengan judul “PABRIK ASAM SULFAT ( $H_2SO_4$ ) DARI GAS  $H_2S$  DENGAN PROSES KONTAK DOUBLE ABSORBER”, yang disusun oleh :

**Anik Andayani**

**(NRP 1041150000042)**

**Farhatul Aini Rizqia Putri**

**(NRP 1041150000071)**

Disetujui oleh Tim Penguji Ujian Tugas Akhir :

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



.....

2. Dr. Eva Oktavianingrum, ST. MS



.....

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

1. Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng



.....

SURABAYA, 26 JULI 2018

## KATA PENGANTAR

Puji Syukur Alhamdulillah kami panjatkan kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat-Nya sehingga kami dapat melaksanakan tugas akhir dan penyusunan laporan ini. Tugas Akhir ini untuk memperoleh gelar ahli madya. Selama melaksanakan tugas akhir dan penyusunan laporan ini kami telah banyak memperoleh bantuan baik moril maupun materiil, untuk itu kami mengucapkan banyak terima kasih kepada :

1. Allah SWT karena atas rahmat dan kehendak-Nya kami dapat menyelesaikan laporan tugas akhir ini
2. Yang tercinta, Bapak dan Ibu, serta keluarga yang telah memberikan dukungan dan motivasi secara moril dan materiil serta do'a.
3. Bapak Ir. Agung Subyakto MS., selaku Ketua Departemen Teknik Kimia Industri Fakultas Vokasi – ITS.
4. Ibu Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng selaku dosen pembimbing yang telah membimbing kami dalam pembuatan laporan tugas akhir.
5. Bapak Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA. dan Ibu Dr. Eva Oktavianingrum, ST. MS, selaku dosen penguji sidang tugas akhir.
6. Teman-teman Mahasiswa Departemen Teknik Kimia Industri yang tercinta.

Kami menyadari bahwa laporan ini masih terdapat kekurangan, oleh karena itu kami sangat dan kritik dari semua pihak untuk menyempurnakan laporan ini. Kami selaku penyusun memohon maaf kepada semua pihak.

Surabaya, 23 Juli 2018

Penyusun

# **PABRIK ASAM SULFAT ( $H_2SO_4$ ) DARI GAS HIDROGEN SULFIDA ( $H_2S$ ) DENGAN PROSES KONTAK DOUBLE ABSORBER**

Nama Mahasiswa : 1. Anik Andayani 10411500000042  
2. Farhatul Aini R. P. 10411500000071  
Departemen : Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi  
Dosen Pembimbing : Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng

## **ABSTRAK**

*Asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) merupakan salah satu bahan pendukung yang dibutuhkan pada industri kimia, seperti produksi asam fosfat, pengolahan minyak bumi, farmasi, kertas dan pulp. Menurut BPS, kebutuhan asam sulfat meningkat sebesar 17% tiap tahun. Tujuan dari projek akhir ini yaitu untuk mempelajari proses pembuatan asam sulfat dari bahan baku hidrogen sulfida ( $H_2S$ ) menggunakan proses kontak double absorber.*

*Proses pembuatan asam sulfat terdiri dari 3 tahap: tahap pertama yaitu pembentukan gas sulfur dioksida ( $SO_2$ ), tahap kedua yaitu reaksi oksidasi katalitik gas  $SO_2$  menjadi sulfur trioksida ( $SO_3$ ), dan tahap ketiga yaitu proses produksi  $H_2SO_4$ . Pada tahap pertama,  $H_2S$  secara termal direaksikan dengan  $O_2$  dalam furnace pada temperatur  $982^\circ C$  untuk membentuk gas  $SO_2$ . Pada tahap kedua,  $SO_2$  direaksikan dengan proses oksidasi menjadi  $SO_3$  secara kontak dengan katalis  $V_2O_5$  pada 4 konverter dengan suhu dan tekanan yang berbeda. Pada tahap ketiga, reaksi absorpsi double kontak  $SO_{3(g)}$  dengan  $H_2O_{(l)}$  dalam  $H_2SO_4$  konsentrasi tinggi yaitu untuk menghasilkan  $H_2SO_4$  pekat,, karena reaksi  $H_2O$  dengan  $SO_3$  sangat eksotermis dan akan menjadi uap panas dari  $H_2SO_4$  yang akan sulit dan mahal untuk dikondensasikan.*

*Untuk memproduksi asam sulfat 98% dengan kapasitas 6900 ton/tahun, diperlukan bahan baku  $H_2S$  sebesar 3654,63 kg. Pabrik asam sulfat beroperasi secara kontinyu selama 300 hari/tahun. Kebutuhan utilitas yang dihasilkan meliputi air pendingin dan air umpan boiler. Hasil samping yang dihasilkan dari industri ini yaitu berupa gas  $H_2S$ ,  $CO_2$ ,  $O_2$ ,  $N_2$ ,  $SO_2$  dan  $SO_3$ .*

**Kata Kunci:** Asam Sulfat, Hidrogen Sulfida, Proses Kontak

# **SULFURIC ACID ( $H_2SO_4$ ) PLANT FROM HYDROGEN SULFIDE ( $H_2S$ ) USING CONTACT PROCESS OF DOUBLE ABSORBER**

Student Name : 1. Anik Andayani 10411500000042  
2. Farhatul Aini R.P 10411500000071  
Major : Teknik Kimia Industri-Fakultas Vokasi  
Supervisor : Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng

## **ABSTRACT**

*Sulfuric acid ( $H_2SO_4$ ) is one of supporting material in the chemical industry, such as for the production of phosphoric acid, petroleum processing, pharmaceuticals, paper and pulp. According to BPS, the demand of sulfuric acid increases about 17% per year. The purpose of this final project is to study the manufacturing process of sulfuric acid from hydrogen sulfide ( $H_2S$ ) as the raw material using contact process of double absorber..*

*The manufacturing process of sulfuric acid consists of 3 stages: the first is the sulfur dioxide ( $SO_2$ ) gas generation, the second is catalytic oxidation of  $SO_2$  to sulfur trioxide ( $SO_3$ ), and the third is  $H_2SO_4$  production. At the first stage, hydrogen sulphide is thermally reacted with oxygen ( $O_2$ ) in the furnace, at 982 °C to form  $SO_2$  gas. At the second stage,  $SO_2$  is reacted by oxidizing it into  $SO_3$  in contact with  $V_2O_5$  catalyst at four converters with different operating temperature and pressure. At the third stage, the double contact of absorption reaction of  $SO_3$  with  $H_2O$  in concentrated  $H_2SO_4$  is to produce high concentrated  $H_2SO_4$ , because the reaction of  $SO_3(g)$  and  $H_2O(l)$  is so exothermic and would be hot  $H_2SO_4$  vapor which is difficult and expensive to condense.*

*To produce 98% sulfuric acid concentration at the capacity 6900 ton/year, it needs of hydrogen sulphide as much of 3654.63 kg. The sulfuric acid plant is operate continuously for 300 days/year. The plant utility includes cooling water and boiler feed water. By product of this industry are  $H_2S$ ,  $CO_2$ ,  $O_2$ ,  $N_2$ ,  $SO_2$  and  $SO_3$ .*

**Keywords:** Sulfuric Acid, Hydrogen Sulfide, Contact Process

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b>	
<b>LEMBAR PERSETUJUAN</b>	
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	i
<b>ABSTRAK</b> .....	ii
<b>ABSTRAC</b> .....	iii
<b>DAFTAR ISI</b> .....	iv
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	vi
<b>DAFTAR GRAFIK</b> .....	vii
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	viii
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>	
I.1 Latar Belakang.....	I-1
I.2. Dasar Teori.....	I-11
I.3 Kegunaan Asam Sulfat.....	I-12
I.4 Sifat Fisika dan Kimia.....	I-13
<b>BAB II MACAM-MACAM DAN URAIAN PROSES</b>	
II.1 Macam Proses.....	II-1
II.2 Seleksi Proses .....	12
II.3 Uraian Proses Terpilih .....	12
<b>BAB III NERACA MASSA</b> .....	III-1
<b>BAB IV NERACA PANAS</b> .....	IV-1
<b>BAB V SPESIFIKASI ALAT</b> .....	V-1
<b>BAB VI UTILITAS</b>	
VI.1 Utilitas Secara Umum .....	VI-1
VI.2 Unit Penyedia Air.....	VI-1
VI.3 Unit Penyedia Air Dingin.....	VI-4
VI.4 Unit Penyedia Steam.....	VI-6
VI.5 Unit Penyedia Listrik .....	VI-8
<b>BAB VII KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA</b>	
VII.1 Sebab-Sebab Terjadinya Kecelakaan Kerja.....	VII-3
VII.2 Hal-Hal yang Harus Diperhatikan .....	VII-4
VII.3 Penggunaan Alat Pelindungan Diri (APD).....	VII-6



VII.4 Keselamatan Karyawan di area Pabrik Asam	
Sulfat .....	VII-9
VII.5 Instalasi Pemadam Kebakaran .....	VII-12
VII.6 Keselamatan pada Alat-Alat Pabrik.....	VII-14
<b>BAB VIII INSTRUMENTASI</b>	
VIII.1 Instrmentasi Secara Umum.....	VIII-1
VIII.2 Sistem Instrumentasi dalam Pabrik Asam	
Sulfat .....	VIII-5
<b>BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI</b>	
<b>KIMIA.....</b>	IX-1
<b>BAB X KESIMPULAN .....</b>	X-1
<b>DAFTAR NOTASI .....</b>	x
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	xiv
<b>LAMPIRAN</b>	
<b>-APPENDIKS A</b>	
<b>-APPENDIKS B</b>	
<b>-APPENDIKS C</b>	
<b>-FLOWSHEET PABRIK</b>	
<b>-FLOWSHEET UTILITAS PABRIK</b>	

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar I.1</b> Lokasi Pendirian Pabrik .....	I-10
<b>Gambar II.1</b> <i>Reaction Furnace</i> .....	II-6

## DAFTAR GRAFIK

<b>Grafik I.1</b> Ekspor Asam Sulfat.....	I-7
<b>Grafik I.2</b> Impor Asam Sulfat .....	I-7
<b>Grafik I.3</b> Produksi Asam Sulfat.....	I-8

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel I.1</b>	Data Kebutuhan Asam Sulfat di Indonesia .....	I-4
<b>Tabel I.2</b>	Data Impor, Ekspor, dan Produksi Asam Sulfat di Indonesia .....	I-6
<b>Tabel I.3</b>	Peta Persebaran Produsen Asam Sulfat di Indonesia .	I-6
<b>Tabel III.1</b>	Neraca Massa Komponen di Furnace .....	III-1
<b>Tabel III.2</b>	Neraca Massa Komponen di Drying Tower .....	III-1
<b>Tabel III.3</b>	Neraca Massa Komponen di Converter Bed 1 .....	III-2
<b>Tabel III.4</b>	Neraca Massa Komponen di Converter Bed 2 .....	III-2
<b>Tabel III.5</b>	Neraca Massa Komponen di Converter Bed 3 .....	III-3
<b>Tabel III.6</b>	Neraca Massa Komponen di Absorber 1 .....	III-3
<b>Tabel III.7</b>	Neraca Massa Komponen di Converter Bed 4 .....	III-4
<b>Tabel III.8</b>	Neraca Massa Komponen di Absorber 2 .....	III-4
<b>Tabel III.9</b>	Neraca Massa Komponen di Storage 1 .....	III-5
<b>Tabel III.10</b>	Neraca Massa Komponen di Storage 2 .....	III-5
<b>Tabel IV.1</b>	Neraca Panas Komponen di Furnace .....	IV-1
<b>Tabel IV.2</b>	Neraca Panas Komponen di Drying Tower .....	IV-2
<b>Tabel IV.3</b>	Neraca Panas Komponen di Cooler .....	IV-2
<b>Tabel IV.4</b>	Neraca Panas Komponen di Kondenser .....	IV-3
<b>Tabel IV.5</b>	Neraca Panas Komponen di Heater .....	IV-3
<b>Tabel IV.6</b>	Neraca Panas Komponen di Converter Bed I .....	IV-4
<b>Tabel IV.7</b>	Neraca Panas Komponen di Heat Exchanger I ....	IV-4
<b>Tabel IV.8</b>	Neraca Panas Komponen di Converter Bed II .....	IV-5
<b>Tabel IV.9</b>	Neraca Panas Komponen di Heat Exchanger II ...	IV-6
<b>Tabel IV.10</b>	Neraca Panas Komponen di Converter Bed III ..	IV-6
<b>Tabel IV.11</b>	Neraca Panas Komponen di Heat Exchanger III .....	IV-7
<b>Tabel IV.12</b>	Neraca Panas Komponen di Absorber I .....	IV-8
<b>Tabel IV.13</b>	Neraca Panas Komponen di Heat Exchanger IV .....	IV-9
<b>Tabel IV.14</b>	Neraca Panas Komponen di Converter Bed IV ..	IV-9
<b>Tabel IV.15</b>	Neraca Panas Komponen di Heat Exchanger V .....	IV-10
<b>Tabel IV.16</b>	Neraca Panas Komponen di Absorber II .....	IV-11

<b>Tabel VI.1</b>	Masalah yang Terjadi Pada Sistem Air Pendingin.....	VI-5
<b>Tabel VI.2</b>	Rekomendasi batasan Feed Water Untuk Boiler..	VI-8
<b>Tabel VI.3</b>	Parameter Fisik Untuk Keperluan Air Higiene Sanitasi.....	VI-9
<b>Tabel VI.4</b>	Parameter Biologi Untuk Keperluan Air Higiene Sanitasi.....	VI-10
<b>Tabel VI.5</b>	Parameter Kimia Untuk Keperluan Air Higiene Sanitasi.....	VI-10
<b>Tabel VI.5</b>	Kebutuhan Air Pendingin di Pabrik Asam Sulfat.....	VI-12
<b>Tabel VIII.1</b>	Instrumentasi dalam Pabrik Asam Sulfat.....	VIII-5

# **BAB 1**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang**

Perkembangan industri kimia di Indonesia cenderung mengalami peningkatan setiap tahunnya baik secara kuantitas maupun kualitasnya. Hal tersebut menyebabkan kebutuhan akan bahan baku maupun bahan penunjang akan meningkat pula. Menurut Badan Pusat Statistik menyebutkan bahwa dari tahun 2011 hingga 2015 kebutuhan asam sulfat mengalami kenaikan dari 346.125,9 ton/tahun menjadi 416.790,2 ton/tahun.

Asam sulfat merupakan salah satu bahan penunjang yang sangat penting dan banyak dibutuhkan industri kimia, antara lain untuk produksi asam fosfat, yang digunakan untuk pembuatan pupuk fosfat, pengolahan minyak bumi, farmasi, kertas dan pulp. Dikarenakan saat ini pabrik asam sulfat di Indonesia masih mengimport bahan baku berupa sulfur yang menelan biaya banyak, maka dari itu diperlukan bahan pengganti belerang yaitu dengan  $H_2S$ . Menurut Tri (2016) Hidrogen sulfida ( $H_2S$ ) merupakan suatu gas tidak berwarna, sangat beracun, mudah terbakar dan memiliki karakteristik bau telur busuk.  $H_2S$  umumnya ditemukan di natural gas, produk pemurnian minyak, dan biogas. Gas ini dapat menyebabkan dampak yang buruk bagi kesehatan, terutama pada saluran pernafasan.

Dari data BPS dan banyaknya limbah maka dibutuhkan alternatif lain proses pembuatan asam sulfat dari bahan baku  $H_2S$  dengan menggunakan proses claus yang berfungsi mengubah gas  $H_2S$  menjadi sulfur dioksida. Sehingga dari alasan tersebut penggantian bahan baku pabrik asam sulfat ini diharapkan bisa mengurangi biaya pada bahan baku dan mempelajari proses pembuatan asam sulfat dari bahan baku  $H_2S$  dengan



menggunakan proses claus yang berfungsi mengubah gas  $H_2S$  menjadi sulfur dioksida. Dan selanjutnya di proses dengan proses kontak double absorber untuk menghasilkan asam sulfat.

### 1.1.1 Sejarah

Asam sulfat pertama kali ditemukan di Iran oleh Al-Razi pada abad ke-9. Pembuatannya melalui pembakaran belerang dengan saltpeter, pertama kali dijelaskan oleh Valentinus pada abad ke-15. Asam sulfat merupakan bahan yang sangat penting dalam perdagangan pada abad ke-1700an. Pada tahun 1746, Roebuck dari Birmingham (Inggris) memperkenalkan proses kamar timbal. Produk yang dihasilkan oleh proses ini memiliki konsentrasi yang rendah (77-78%  $H_2SO_4$ ). Proses yang menarik, namun sekarang sudah kuno.

Proses kontak pertama kali ditemukan pada tahun 1831 oleh Winkler, seorang Inggris, yang patennya mencakup aspek-aspek penting dari proses kontak yang modern, yaitu dengan melewati campuran sulfur dioksida dan udara melalui katalis, kemudian diikuti oleh absorpsi sulfur trioksida di dalam asam sulfat 98,5% sampai 99% (Kirk & Othmer, 1981).

Pada tahun 1889, diketahui bahwa proses kontak dapat ditingkatkan dengan menggunakan oksigen secara berlebihan di dalam campuran gas reaksi. Dalam periode 1900 sampai 1925, banyak pabrik asam sulfat yang dibangun dengan menggunakan platina sebagai katalis. Pada tahun 1930, proses kontak ini telah dapat bersaing dengan proses bilik pada segala konsentrasi asam yang dihasilkan. Sejak pertengahan tahun 1920-an, kebanyakan fasilitas yang baru dibangun dengan menggunakan proses kontak dengan katalis vanadium. Berbagai penyempurnaan telah dilakukan, baik terhadap peralatan maupun terhadap katalis (Kirk



& Othmer, 1981).

Proses kontak sekarang telah banyak mengalami penyempurnaan dan dewasa ini telah menjadi suatu proses industri yang murah, kontinu dan dikendalikan secara otomatis. Semua pabrik asam sulfat yang baru menggunakan proses kontak dengan katalis vanadium. Salah satu kelemahan proses kamar timbal yang menyebabkan orang tidak memakainya lagi adalah karena proses ini hanya mampu menghasilkan asam sulfat dengan konsentrasi sampai 78% saja. Pemekatannya merupakan suatu operasi yang mahal, sehingga pada tahun 1980, hanya tinggal satu pabrik saja yang menggunakan proses kamar timbal yang masih beroperasi di Amerika Serikat (*Kirk & Othmer, 1981*).

### **1.1.2 Alasan Pendirian Pabrik**

Kebutuhan produksi asam sulfat di Indonesia akan terus meningkat seiring dengan berkembangnya kegiatan perindustrian, perdagangan dan jasa, serta pertumbuhan penduduk di Indonesia. Semakin besarnya kebutuhan masyarakat terhadap suatu produk, akan berbanding lurus terhadap semakin meningkatnya pula kebutuhan suatu industri terhadap ketersediaan bahan bakunya. Untuk itulah pendirian pendirian pabrik asam sulfat ini diharapkan mampu memudahkan industri lainnya yang menggunakan asam sulfat sebagai bahan baku atau bahan intermediet untuk memudahkan kegiatan produksinya. Asam sulfat merupakan asam mineral (anorganik) yang kuat. Zat ini larut dalam air pada semua perbandingan. Asam sulfat mempunyai banyak kegunaan dan merupakan salah satu produk utama industri kimia.

Asam sulfat merupakan bahan yang mempunyai kegunaan yang sangat luas dalam industri kimia. Asam sulfat





adalah asam kuat yang mudah bereaksi dengan banyak senyawa organik untuk menghasilkan produk yang bermanfaat, dan akan membentuk garam sedikit larut atau endapan dengan kalsium hidroksida dengan hidroksida. Produk ini digunakan dalam industri kimia sebagai bahan intermediate untuk menghasilkan bahan kimia yang lain, antara lain sebagai bahan baku pembuatan asam fosfat, aluminium sulfat, sebagai katalis, asam klorida (*Kirk & Othmer, 1967*)

### 1.1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan untuk memproduksi asam sulfat yaitu  $H_2S$ . Gas  $H_2S$  merupakan gas berbahaya yang banyak dihasilkan oleh sebagian besar proses industri seperti, industri manufaktur pulp dan kertas serta dari hasil pembakaran bahan bakar fosil dan akibat aktivitas gunung berapi.

### 1.1.4 Kebutuhan dan Aspek Pasar

Kebutuhan masyarakat terhadap asam sulfat dari tahun ke tahun selalu menunjukkan peningkatan. Dengan demikian, perlu adanya peningkatan kapasitas produksi asam sulfat di Indonesia yang sudah beroperasi. Berikut ini adalah data kebutuhan asam sulfat di Indonesia selama 5 tahun terakhir.

**Tabel 1.1** Data Kebutuhan Asam Sulfat di Indonesia

Tahun	Kebutuhan (ton)
2011	346.125,9
2012	485.131,8
2013	1.128.733
2014	474.520,2
2015	416.790,2

(Sumber: Badan Pusat Statistik)



Sehingga dari data tersebut dapat diketahui kapasitas produksi pabrik asam sulfat dengan persamaan berikut:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan} &= (\text{Produksi} + \text{Impor})_{2022} - (\text{Ekspor})_{2022} \\ &= (-1.054,56404 + 653.788,2878) - (-35.171,7238) \\ &= 687.905,4475 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Pabrik} &= 1\% \times 687.905,4475 \\ &= 6879,05 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Dari **Tabel 1.1** di atas, dapat dilihat kapasitas pabrik sebesar 6900 ton/tahun. Pabrik bekerja secara kontinyu dalam 1 tahun selama 300 hari, sehingga kapasitas produksi menjadi sebesar 23 ton/hari.

Berdasarkan data kebutuhan asam sulfat, kebutuhan permintaan asam sulfat yang tinggi tidak diimbangi dengan adanya produksi asam sulfat yang berimbang sehingga Indonesia masih menggunakan asam sulfat impor untuk memenuhi kebutuhan pembangunan di Indonesia. Dengan demikian, potensi pasar dalam negeri untuk produk asam sulfat masih besar. Beberapa industri yang membutuhkan asam sulfat diantaranya adalah untuk produksi asam fosfat, pembuatan gypsum, pembuatan pupuk fosfat, pengolahan minyak bumi, farmasi, kertas dan pulp.

### **1.1.5 Penentuan Kapasitas Produksi**

Dalam penentuan kapasitas pabrik asam sulfat didasarkan pada data impor, ekspor, dan produksi pada tahun 2011-2015. Berikut ini adalah data impor, ekspor, dan produksi asam sulfat pada tahun 2011-2015.

**Tabel 1.2** Data Impor, Ekspor, dan Produksi Asam Sulfat di Indonesia

<b>Tahun</b>	<b>Impor (kg/tahun)</b>	<b>Ekspor (kg/tahun)</b>	<b>Produksi (kg/tahun)</b>
2011	158.137.521	21.969.335	209.957.717
2012	477.420.207	61.420	773.003
2013	399.534.407	109.791	729.307.986
2014	417.093.299	220	57.427.100
2015	351.146.478	3	65.643.739

(Sumber: Badan Pusat Statistik)

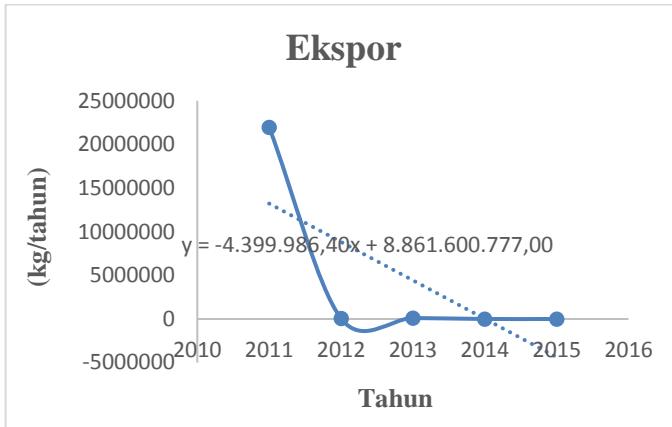
Selain itu, penentuan kapasitas pabrik asam sulfat mengacu pada pabrik asam sulfat yang sudah ada di Indonesia. Berikut adalah data kapasitas pabrik asam sulfat yang ada di Indonesia:

**Tabel 1.3** Peta Persebaran Produsen Asam Sulfat di Indonesia

<b>Nama Perusahaan</b>	<b>Kapasitas Produksi (ton/tahun)</b>	<b>Lokasi</b>
PT. Indonesia Acids Industri	82.500	Jakarta
PT. Petrokimia Gresik	1.170.000	Gresik
PT. Aktif Indonesia Indah	15.000	Surabaya
PT. Liku Telaga	42.000	Tengerang
PT. South Pacific Viscouse	18.000	Purwakarta
PT. Smelting Gresik	920.000	Gresik
PT. Timur Raya Tunggal	20.000	Sulawesi Selatan

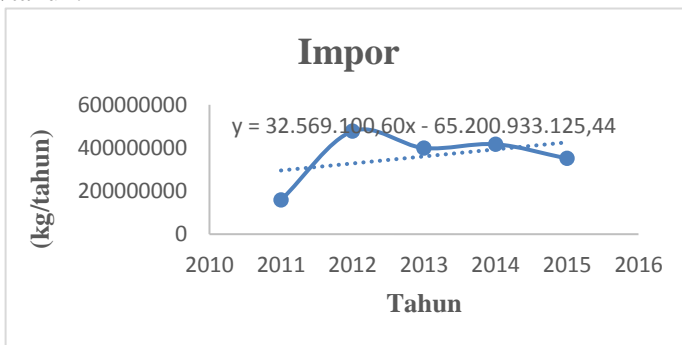


(Sumber: Badan Pusat Statistik)



**Grafik 1.1** Ekspor Asam Sulfat

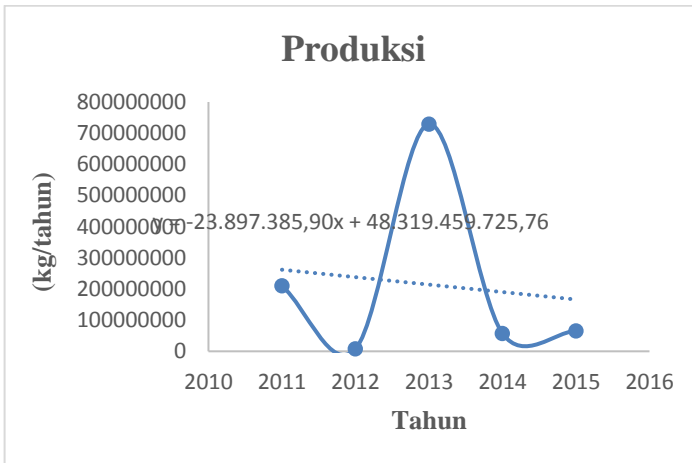
Dari grafik I.1 diperoleh persamaan  $y = -4.399.986,40x + 8.861.600.777,00$  dimana  $x$ , menunjukkan tahun tertentu dan  $y$  merupakan ekspor pada tahun  $x$ . Dari persamaan diatas, dapat digunakan untuk memperkirakan ekspor asam sulfat pada tahun 2022. Kapasitas ekspor pada tahun 2022 sebesar -35.171,7 ton/tahun.



**Grafik 1.2** Impor Asam Sulfat



Dari grafik 1.2 diperoleh persamaan  $y = 32.569.100,60x - 65.200.933.125,44$  dimana  $x$ , menunjukkan tahun tertentu dan  $y$  merupakan impor pada tahun  $x$ . Dari persamaan diatas, dapat digunakan untuk memperkirakan impor asam sulfat pada tahun 2022. Kapasitas impor pada tahun 2022 sebesar 653.788,3 ton/tahun.



**Grafik 1.3** Produksi Asam Sulfat

Berdasarkan grafik di atas, dapat dihitung perkiraan impor, ekspor, dan produksi asam sulfat pada tahun 2022.

Perkiraan ekspor pada tahun 2022:

$$Y = -4.399.986,4 x - 8.861.600.777$$

$$Y = -4.399.986,4(2022) - 8.861.600.777$$

$$Y = -35.171,7 \text{ ton/tahun}$$

Perkiraan impor pada tahun 2022:

$$Y = 32.569.100,6x - 65.200.933.125,44$$

$$Y = 32.569.100,6 (2022) - 65.200.933.125,44$$

$$Y = 653.788,3 \text{ ton/tahun}$$



Perkiraan produksi pada tahun 2022:

$$Y = -23.897.385,9x - 48.319.459.725,76$$

$$Y = -23.897.385,9 (2022) - 48.319.459.725,76$$

$$Y = -1.054,6 \text{ ton/tahun}$$

Kebutuhan asam sulfat pada tahun 2022:

Kebutuhan = (Produksi + Impor) – Ekspor

$$= (-1.054,6 + 653.788,3) - (-35.171,7)$$

$$= 687.905,4 \text{ ton/tahun}$$

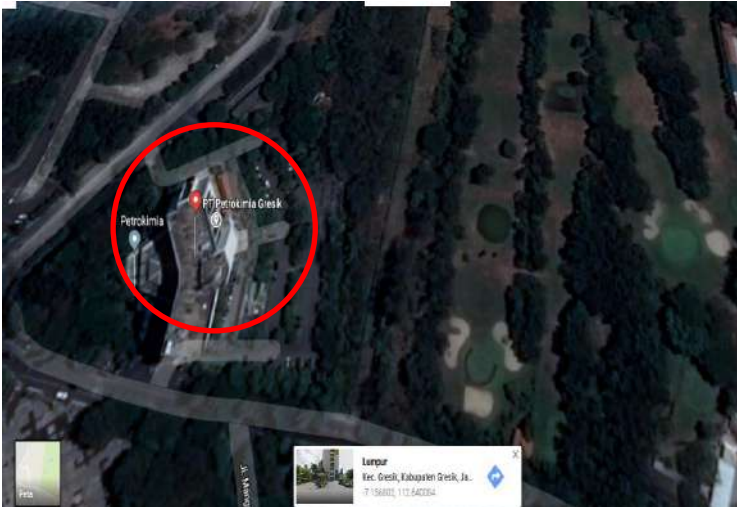
Berdasarkan kebutuhan tersebut, maka kapasitas produksi pabrik asam sulfat yang akan didirikan sebesar 6.900 ton/tahun mengacu pada kapasitas pabrik yang sudah ada dan untuk meningkatkan kapasitas produksinya.

### 1.1.6 Penentuan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik akan sangat menentukan kelangsungan dan perkembangan suatu industri. Secara teoritis, pemilihan lokasi pabrik didasarkan pada beberapa faktor, yaitu:

1. Letak

Secara astronomis, Kota Gresik merupakan salah satu Kota di Jawa Timur yang cukup dikenal dengan sebutan Daerah Kawasan Industri yang letaknya berada Barat Laut Kota Surabaya dengan posisi di antara  $112^{\circ}$ - $114^{\circ}$  Bujur Timur dan  $7^{\circ}$ - $8^{\circ}$  Lintang Selatan. Pada atlas Indonesia, dapat dilihat letak Kota Gresik yang sangat strategis, yaitu disebelah utara berbatasan dengan Selat Madura dan Laut Jawa, akan lebih memudahkan untuk pemasaran produk, baik ekspor maupun impor.



**Gambar 1.1** Lokasi Pabrik

## 2. Fasilitas Transportasi

### a. Transportasi Darat

Gresik dekat dengan Surabaya dan jalan raya sehingga distribusi produk melalui darat dapat dilakukan, terutama untuk pemasaran produk Asam Sulfat ke daerah-daerah yang dapat dijangkau dengan jalur darat dan dapat memudahkan dalam segi penjualan atau distribusi produk ke luar negeri (ekspor).

### b. Transportasi Laut

Kota Gresik memiliki pelabuhan khusus, yaitu yang dibangun PT. Petrokimia Gresik sendiri dengan nama Pelabuhan Petrokimia. Adanya pelabuhan ini dapat memudahkan untuk distribusi produk yang dihasilkan oleh PT. Petrokimia sendiri terutama pada komoditi asam sulfat.



- c. **Transportasi Udara**  
Fasilitas transportasi udara yaitu Bandar Udara Juanda yang letaknya berada di Kota Surabaya, Jawa Timur. Dengan memanfaatkan fasilitas transportasi udara dapat juga memperlancar distribusi produk asam sulfat.
- d. **Tenaga Kerja**  
Gresik merupakan salah satu daerah yang menjadi tujuan bagi para tenaga kerja, karena letak Gresik yang begitu strategis sebagai kawasan industri Jawa Timur. Untuk tenaga kerja dengan kualitas tertentu dapat dengan mudah diperoleh meski tidak dari daerah setempat, karena letak kota Gresik dekat dengan kota Surabaya yang mampu menyediakan tenaga kerja terampil. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja.
- e. **Utilitas**  
Dalam hal penyediaan air, memanfaatkan air sungai Brantas di Babat Lamongan dan memanfaatkan air sungai Bengawan Solo. Sedangkan untuk penyediaan bahan bakar, bahan bakar dipasok dari Surabaya.

## 1.2 Dasar Teori

Asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) merupakan cairan yang bersifat korosif, tidak berwarna, tidak berbau, sangat reaktif dan mampu melarutkan berbagai logam. Bahan kimia ini dapat larut dengan air dengan segala perbandingan, mempunyai titik leleh  $10,34^\circ C$  dan titik didih pada  $336,85^\circ C$  tergantung kepekatan serta pada temperature  $300^\circ C$  atau lebih terdekomposisi menghasilkan sulfur trioksida. Asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) dapat dibuat dari belerang (S),



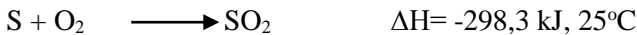


pyrite (FeS) dan juga beberapa sulfid logam (CuS, ZnS, NiS). Pada umumnya asam sulfat diproduksi dengan kadar 78%-100% serta bermacam-macam konsentrasi oleum. Secara garis besar tahapan proses kontak yang terjadi diuraikan sebagai berikut :

1. Pengeringan gas
2. Konversi katalitik sulfur dioksida (SO<sub>2</sub>) menjadi sulfur trioksida (SO<sub>3</sub>)
3. Absorpsi sulfur trioksida (SO<sub>3</sub>)
4. Pendinginan asam

(Ullmann's, 1998)

Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Reaksi 1. Terjadi dalam tangki pembakar, dimana belerang dibakar dan direaksikan dengan udara kering.

Reaksi 2. Terjadi dalam konverter/reaktor dengan katalis V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>

Reaksi 3. Terjadi dalam menara penyerap, gas belerang trioksida diserap dengan air yang ada di asam sulfat

### 1.3 Kegunaan Asam Sulfat

Asam sulfat merupakan komoditas kimia yang sangat penting, produksi asam sulfat suatu negara merupakan indikator yang baik terhadap kekuatan industri negara tersebut.

Kegunaan asam sulfat dalam bidang industri adalah untuk membuat pupuk dan juga trinitrium fosfat untuk deterjen. Asam sulfat digunakan dalam jumlah besar oleh industri besi dan baja untuk menghilangkan oksidasi, karat, dan kerak air sebelum



dijual ke industri otomobil. Kegunaan asam sulfat lainnya yang penting adalah untuk pembuatan aluminium sulfat. Aluminium sulfat dapat bereaksi dengan sejumlah kecil sabun pada serat pulp kertas untuk menghasilkan aluminium karboksilat yang membantu mengentalkan serat pulp menjadi permukaan kertas menjadi keras.

## 1.4 Sifat Fisika dan Kimia

### 1.4.1 Bahan Baku Utama

#### 1.4.1.1 Hidrogen Sulfida (H<sub>2</sub>S)

Rumus Molekul: H<sub>2</sub>S

Berat Molekul : 34

Bentuk : Gas

Warna : Tidak Berwarna

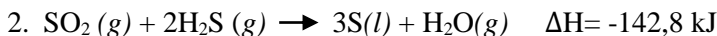
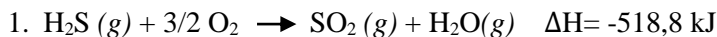
Bau : Menyengat

Melting Point : -86°C

Boiling Point : -60,3°C

(MSDS Hydrogen Sulphide, 2011)

Sifat-sifat kimia hidrogen sulfida:



### 1.4.2 Bahan Baku Pendukung

#### 1.4.2.1 Katalis Vanadium Pentoksida (V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>)

Rumus Molekul: V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>

Berat Molekul : 181,9

Bentuk : Padatan

Warna : Kuning-Oranye

Bau : Tidak Berbau



Titik Didih : 1750°C  
Titik Leleh : 690°C  
Kelarutan dalam air : 1 g/125 ml  
(*MSDS Vanadium Pentaoksida, 2013*)

### 1.4.3 Produk Utama

#### 1.4.31 Asam Sulfat ( $H_2SO_4$ )

Asam Sulfat

Rumus Molekul :  $H_2SO_4$

Berat Molekul : 98,08

Bentuk : Cair

Warna : Tidak Berwarna

Bau : Tidak Berbau

Titik Didih : 270°C

Titik Leleh : 10,36°C

Kelarutan dalam air : Mudah larut dalam air dingin

(*MSDS Sulphuric Acid, 2013*)

## **BAB II**

### **MACAM DAN URAIAN PROSES**

#### **2.1 Macam Proses**

- a. Terdapat dua macam proses pembuatan asam sulfat dari belerang, yaitu:
  1. Proses Kontak
  2. Proses Kamar Timbal
- b. Sedangkan proses untuk pembuatan gas SO<sub>2</sub> dari gas hydrogen sulfida (H<sub>2</sub>S) menggunakan reaksi thermal yang berada pada proses Claus

#### **2.1.1 Proses Kontak**

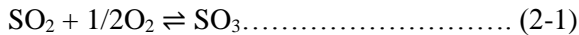
Pada awal 1831, phillips, di bristol Inggris telah mematenkan oksidasi sulfur dioksida menjadi sulfur trioksida menggunakan katalis platinum pada suhu tinggi. Namun, setelah permintaan oleum untuk pembuatan zat warna mulai meningkat sekitar tahun 1872 dan seterusnya, penemuan ini diadopsi oleh industri, dan pengembangan proses kontak yang dimulai secara intensif. Kemudian dicari katalis padat yang lebih baik, dan kesetimbangan termodinamika SO<sub>2</sub> atau SO<sub>3</sub> dan kimia diselidiki (*mcketta,1983*).

Sampai tahun 1900 belum ada pabrik dengan proses kontak yang dibangun di eropa karena kebutuhan oleum dan asam dengan konsentrasi tinggi untuk sulfonasi, khususnya di industri zat warna. Pada periode 1900 sampai 1925, banyak pabrik asam sulfat dengan menggunakan proses kontak telah dapat bersaing dengan proses kamar timbal dengan berbagai konsentrasi asam yang dihasilkan. Pada pertengahan 1920-an, katalis vanadium mulai digunakan dan secara bertahap telah mengganti katalis platinum. Sejak pertengahan tahun 1920-an fasilitas yang paling



baru dibangun telah menggunakan proses kontak dengan katalis vanadium (*Austin, 1984*).

Proses kontak telah dimodifikasi menggunakan double absorber, yaitu dengan menaikkan yields dan mereduksi emisi gas SO<sub>2</sub> yang tidak terkonversi. Untuk pabrik dengan pembakaran sulfur emisi yang diperbolehkan 99,7 % konversi SO<sub>2</sub>, sedangkan untuk pabrik yang berasal dari gas smelter yaitu sebesar 99% hingga 99,5 % yang terkonversi. Konversi dengan menggunakan kontak proses single absorber biasanya terkonversi sebesar 97% hingga 98%. Walaupun beberapa unit pada tail gas menggunakan alkali. Beberapa pabrik yang menggunakan proses double absorber. Pada konfigurasi aliran, gas meninggalkan absorber pertama dan dipanaskan kembali pada *Heat Exchanger* dengan gas konversi akhir dan kemudian dimasukkan kembali pada stage akhir konverter. Karena kandungan sulfur trioksida lebih rendah, maka reaksinya:

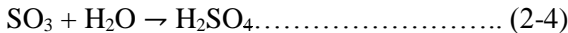
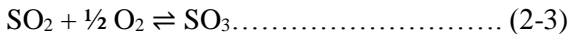
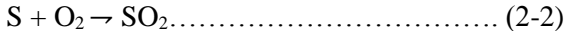


Sehingga mampu mendapatkan persen recovery yang lebih tinggi, yaitu dapat mencapai 99,7% atau lebih. Gas meninggalkan stage akhir yang kemudian dilanjutkan dengan pendinginan dan sedangkan selanjutnya SO<sub>3</sub> diserap di menara absorber. Panas pembakaran belerang digunakan untuk boiler dan economizers untuk menghasilkan uap yang digunakan untuk melelehkan belerang ataupun untuk menyuplai listrik di sekitar plant. Pada plant modern akhir-akhir ini uap yang dihasilkan dapat mencapai 6 Mpa, apabila dibandingkan dengan beberapa tahun yang lalu uap yang dihasilkan hanya berkisar hingga 2 Mpa. Menurut hasil analisis Friedman mengenai penggunaan energi di pabrik asam sulfat, menyebutkan bahwa uap yang dihasilkan di pabrik asam sulfat dengan pembakaran belerang



yaitu hingga 1,3 t per metric ton asam. Namun, hanya sedikit uap yang dapat dihasilkan apabila dengan pemurnian gas.

Gas yang tertinggal pada tahap akhir kemudian didinginkan, dan  $\text{SO}_3$  diserap di menara terakhir absorber. Reaksinya adalah



Reaksi dari  $\text{SO}_2$  ke  $\text{SO}_3$  adalah reaksi eksotermis. Konversi kesetimbangan  $\text{SO}_2$  ke  $\text{SO}_3$  adalah fungsi temperatur. Konversi sulfur dioksida naik ketika temperatur naik.

### 2.1.2 Proses Kamar Timbal (Pb)

Pada tahun 1746, Roebuck dari Birmingham Inggris memperkenalkan proses kamar timbal. Gas  $\text{SO}$  dan  $\text{NO}$  dimasukkan ke menara Glover bersamaan dengan gas-gas dari menara Gay Lussac, gas yang keluar dari menara Glover dimasukkan ke dalam kamar timbal dan disemprotkan dengan air sehingga menghasilkan asam sulfat 60-67%. Hasil sebagian dikembalikan ke menara Glover yang akan menghasilkan asam 77%. Asam ini sebagian dimasukkan ke dalam menara Gay Lussac untuk menyerap gas-gas  $\text{NO}$  dan  $\text{NO}_2$  (katalisator) (Shreve, 1967).

Gas yang terserap ini dimasukkan kembali ke menara Glover kamar timbal berbentuk silindris volumenya cukup luas. Permukaan dalamnya dilapisi timbal tipis dan disekat-sekat agar panas dapat ditrasnfer dengan baik, dinding bagian luar diberi sirip-sirip. Sehingga di dalam menara ini terjadi pengembunan uap asam sulfat. Menara Gay Lussac berfungsi untuk memungut kembali katalisator gas  $\text{NO}$  dan  $\text{NO}_2$  di kamar timbal dengan



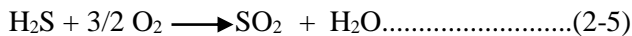
menggunakan asam sulfat 77% (*Shreve, 1967*).

Penyerapan dilakukan pada suhu rendah antara 40-60°C. Menara Glover bertugas memekatkan hasil asam sulfat dari kamar timbal. Pemekatan panas ini perlu panas dan ini dapat diambil dari panas yang dibawa GHP (gas hasil pembakaran) belerang (400-600°C) (*Shreve, 1967*).

### 2.1.3 Proses Mengkonversi H<sub>2</sub>S menjadi SO<sub>2</sub> dengan Reaksi Thermal Claus Process

Untuk mengubah gas hydrogen sulfida (H<sub>2</sub>S) menjadi gas SO<sub>2</sub> yaitu menggunakan proses Claus dengan cara reaksi thermal di dalam furnace. Reaksi Claus adalah reaksi kesetimbangan, tingkat penyelesaian reaksi bergantung pada konsentrasi reaktan, produk dan kondisi operasi. Dan pembentukan gas SO<sub>2</sub> yang berasal dari gas H<sub>2</sub>S terjadi pada reaksi thermal, dimana gas H<sub>2</sub>S diubah menjadi gas SO<sub>2</sub> pada suhu tinggi yaitu 1800°F tanpa bantuan katalis.

Udara yang cukup ditambahkan untuk membakar (mengoksidasi) gas H<sub>2</sub>S dalam gas asam untuk menjadi SO<sub>2</sub>. Reaksi oksidasi dari H<sub>2</sub>S direaksikan sebagai berikut:



Reaksi ini sangat eksotermis karena mengeluarkan panas dan tidak dibatasi oleh reaksi kesetimbangan (*Fenderson, 1996*).

## 2.2 Seleksi Proses

Ada beberapa proses pembuatan asam sulfat antara lain dapat dilihat pada tabel 2.1 sebagai berikut.

**Tabel 2.1** Perbandingan Proses Kontak dengan Kamar Timbal

Keterangan	Proses Kontak	Proses Kamar Timbal
------------	---------------	---------------------



Keterangan	Proses Kontak	Proses Kamar Timbal
Konversi	98,5% - 99%	77% - 79%
Biaya Produksi	Rendah	Tinggi
Proses	Kontinyu Satu kali proses meningkatkan konsentrasi asam	Batch dengan kondisi yang hampir sama (eksoterm) hanya bisa menghasilkan konversi yang rendah
Kualitas Produk	Lebih pekat	Kurang pekat
Katalis	Vanadium Pentaoksida ( $V_2O_5$ )	Nitrogen Oxides (NO)

Setelah dibandingkan antara proses kontak dan proses timbal, maka untuk pabrik asam sulfat dipilih proses kontak dengan pertimbangan:

1. Konversi yang tinggi dan kualitas produk lebih pekat
2. Biaya produksi lebih murah
3. Umur katalis dapat mencapai 10 tahun dalam pemakaian normal
4. Proses produksi 1 kali proses dalam meningkatkan konsentrasi asam

### 2.3 Uraian Proses Terpilih

Dalam proses produksi asam sulfat dapat dibagi dalam beberapa unit, yaitu:

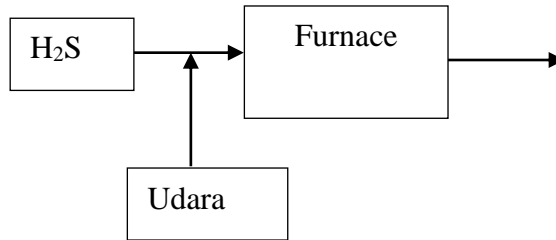
1. Tahap Reaksi Oksidasi Thermal  $H_2S \longrightarrow SO_2$
2. Tahap Reaksi Oksidasi  $SO_2 \longrightarrow SO_3$  dengan Katalis  $V_2O_5$





### 3. Tahap Reaksi Absorpsi $\text{SO}_3 + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{H}_2\text{SO}_4$ dan Pengeringan Udara

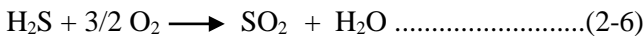
#### 2.3.1 Tahap Reaksi Oksidasi Thermal $\text{H}_2\text{S}$ menjadi $\text{SO}_2$



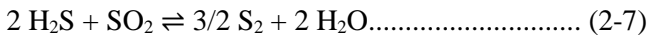
**Gambar 2.1** Reaction furnace

(Popa, 2004)

Dalam proses ini, untuk mengkonversi pembentukan gas sulfur dioksida dari gas hidrogen sulfida yaitu terjadi di dalam *furnace* dengan penambahan udara (oksigen) untuk membakar hidrogen sulfida menjadi  $\text{SO}_2$ , dengan reaksi sebagai berikut :



Pada reaksi pembakaran, hidrogen sulfida yang tidak terbakar pada acid gas direaksikan dengan  $\text{SO}_2$  yang terbentuk untuk diubah menjadi sulfur cair. Dengan reaksi sebagai berikut:



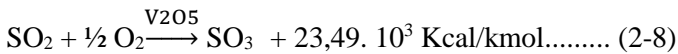
Namun pada proses ini, hanya dikontrol sampai pembentukan  $\text{SO}_2$ . Reaksi yang terjadi yaitu seperti pada reaksi 2-7, dimana reaksi tersebut terbentuk pada proses reaksi thermal. Dan apabila terjadi pembentukan sulfur, hasil pembentukan sulfur tersebut dilakukan kembali proses oksidasi di dalam furnace. Sehingga yang terbentuk pada keluaran furnace yaitu gas  $\text{SO}_2$  (Fenderson, 1996).



### 2.3.2 Tahap Reaksi Oksidasi SO<sub>2</sub> menjadi SO<sub>3</sub> dengan Katalis V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>

SO<sub>2</sub> yang didapatkan dari reaksi thermal Claus Process dialirkan ke dalam *converter* untuk selanjutnya dilakukan penambahan udara sehingga akan terjadi proses oksidasi. *Converter* terdiri dari empat *bed*. Tiga *bed* merupakan konverter tingkat pertama dan *bed* keempat merupakan konverter tingkat kedua. Setiap tingkat konversi masing-masing mempunyai absorber.

Gas proses yang mengandung gas SO<sub>2</sub> dengan temperatur 430 °C masuk ke *converter bed* 1 yang mana sekitar 60% dari gas SO<sub>2</sub> diubah menjadi SO<sub>3</sub> dengan katalis V<sub>2</sub>O<sub>5</sub> dan reaksi sebagai berikut:



Gas *outlet bed* I yang mengandung SO<sub>3</sub> dengan temperatur 610°C atau lebih masuk ke *heat exchanger* I. Gas dari *bed* I kemudian masuk ke *bed* II dengan temperatur 440°C untuk konversi selanjutnya.

Gas *outlet bed* II dengan temperatur 520°C masuk ke *heat exchanger* II dan selanjutnya keluar pada temperatur 430°C dan masuk ke *bed* III.

Gas *outlet bed* III banyak mengandung SO<sub>3</sub> dengan temperatur 450°C masuk ke *economizer* I untuk didinginkan hingga 220°C sebelum masuk *absorbing tower* I. Sekitar 94% dari gas SO<sub>2</sub> dikonversikan menjadi gas SO<sub>3</sub> di tiga *bed* pertama.

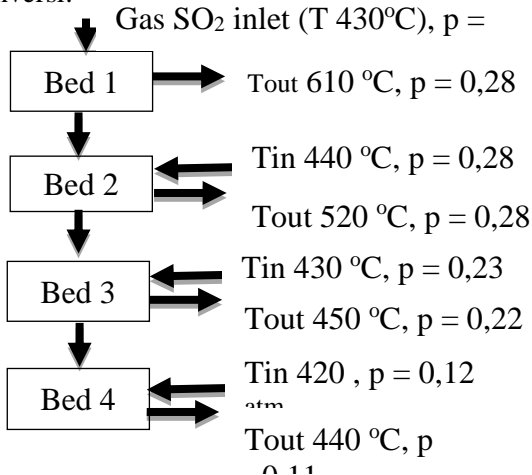
Setelah gas SO<sub>3</sub> diserap dengan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, sisa gas dengan temperatur 78°C. Aliran gas tersebut kemudian dipisah secara paralel dan masing-masing masuk ke *heat exchanger* I dan II kemudian aliran gas digabung sebelum masuk *bed* IV.

Gas sebelum masuk *bed* IV dipanasi di *heat exchanger* I dan



II. Temperatur gas naik menjadi  $420^{\circ}\text{C}$ . Konversi terakhir terjadi di *bed* IV, dimana gas *outlet bed* IV dengan temperatur  $441^{\circ}\text{C}$  masuk ke dalam *economizer* II untuk didinginkan hingga  $190^{\circ}\text{C}$  sebelum masuk *absorbing tower* II (Austin, 1984).

Konversi:



Konversi setiap Bed:

Bed I : 60 %

Bed II : 27 %

Bed III : 7 %

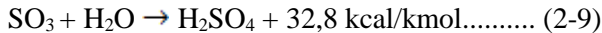
Bed IV : 5,73 %

### 2.3.3 Tahap Reaksi Pengeringan Udara dan Absorpsi Gas $\text{SO}_3$ menjadi $\text{H}_2\text{SO}_4$

Udara atmosfer diisap dengan *air blower* melalui *drying tower*. Pada *drying tower* ini kandungan air dalam udara diserap  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dan menghasilkan udara kering. Asam sulfat disirkulasikan melalui *drying tower*. Udara kering dari *air blower*



yang bertemperatur 109°C dimasukkan ke *furnace* sebagai udara pembakar untuk oksidasi hidrogen sulfida. Gas yang mengandung SO<sub>3</sub> dari *bed* III dan *bed* IV dari konverter diserap oleh H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang disirkulasikan di *absorbing tower* I dan II yang menghasilkan asam sulfat.



Pengenceran H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> selama penyerapan H<sub>2</sub>O dari udara di dalam *drying tower* dan penambahan konsentrasi dari penyerapan SO<sub>3</sub> didalam *absorbing tower* I. Apabila konsentrasi H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> masih lebih tinggi dari 98,5%, ditambahkan air (*dilution water*) yang tujuannya untuk menjaga konsentrasi tetap 98,5% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

Panas yang dihasilkan oleh pengenceran tadi di *drying tower* dan panas hasil reaksi di dalam *absorbing tower* I dan II, masing-masing didinginkan di *acid cooler* dengan sirkulasi *cooling water*. Asam sulfat dikirim ke *absorbing tower* I melalui *cooler* yang mana asam sulfat didinginkan menjadi 80°C. Sedangkan asam dengan temperatur 91°C dari *absorbing tower* II dan dipompakan pula melalui *absorbing tower cooler* untuk didinginkan sampai 80°C. Produk asam yang diperoleh akan didinginkan sampai 45°C.



*Halaman Ini Sengaja Dikosongkan*

## BAB III NERACA MASSA

Ditetapkan

Kapasitas produk = 6900 ton/yahun  
 1 tahun produksi = 300 hari  
 = 23000 kg/hari  
 = 958,33 kg/jam

### 1. Furnace (Q-120)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran	Komponen	Massa	Aliran	Komponen	Massa
<1>	H <sub>2</sub> S	748.5	<2>	H <sub>2</sub> S	499.03
	CO <sub>2</sub>	2906.1		SO <sub>2</sub>	469.67
	Total	3654.6		CO <sub>2</sub>	2906.1
Aliran <3>	O <sub>2</sub>	704.51		N <sub>2</sub>	2650.3
	N <sub>2</sub>	2650.3		O <sub>2</sub>	352.3
	Total	3354.8	H <sub>2</sub> O	132.10	
<b>Total</b>		<b>7009.43</b>	<b>Total</b>		<b>7009.43</b>

### 2. Drying Tower (B-110)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran	Komponen	Massa	Aliran	Komponen	Massa
<25>	O <sub>2</sub>	469.67	<3>	O <sub>2</sub>	469.67
	H <sub>2</sub>	1766.9		N <sub>2</sub>	1766.86
	H <sub>2</sub> O	12.30		Total	2236.53
	Total	2248.8	Aliran <26>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	719.06
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	719.06	H <sub>2</sub> O		251.58	
H <sub>2</sub> O	239.27	Total		970.63	
<24>	Total	958.33	<b>Total</b>		<b>3207.16</b>
<b>Total</b>		<b>3207.16</b>	<b>Total</b>		<b>3207.16</b>

**3. Converter Bed 1 (R-210)**

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran	Komponen	Massa	Aliran	Komponen	Massa
<7>	H <sub>2</sub> S	499.03	<8>	H <sub>2</sub> S	499.03
	SO <sub>2</sub>	469.67		SO <sub>2</sub>	187.87
	CO <sub>2</sub>	2906.1		CO <sub>2</sub>	2906.09
	O <sub>2</sub>	352.25		SO <sub>3</sub>	352.25
	N <sub>2</sub>	2650.3		O <sub>2</sub>	281.80
			N <sub>2</sub>	2650.29	
	<b>Total</b>	<b>6877.33</b>		<b>Total</b>	<b>6877.33</b>

**4. Converter Bed 2 (R-210)**

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran	Komponen	Massa	Aliran	Komponen	Massa
<9>	H <sub>2</sub> S	499.03	<11>	H <sub>2</sub> S	499.03
	CO <sub>2</sub>	2906.1		CO <sub>2</sub>	2906.09
	SO <sub>2</sub>	187.87		SO <sub>2</sub>	24.42
	SO <sub>3</sub>	352.25		SO <sub>3</sub>	556.56
	N <sub>2</sub>	2650.3		N <sub>2</sub>	2650.29
	O <sub>2</sub>	281.80		O <sub>2</sub>	240.94
	<b>Total</b>	<b>6877.33</b>		<b>Total</b>	<b>6877.33</b>


**5. Converter Bed 3 (R-210)**

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran	Komponen	Massa	Aliran	Komponen	Massa
<12>	H <sub>2</sub> S	499.03	<16>	H <sub>2</sub> S	499.03
	CO <sub>2</sub>	2906.1		CO <sub>2</sub>	2906.09
	SO <sub>2</sub>	24.42		SO <sub>2</sub>	1.47
	SO <sub>3</sub>	556.56		SO <sub>3</sub>	585.26
	N <sub>2</sub>	2650.3		N <sub>2</sub>	2650.29
	O <sub>2</sub>	240.94		O <sub>2</sub>	235.20
	<b>Total</b>	<b>6877.33</b>		<b>Total</b>	<b>6877.33</b>

**6. Absorber 1 (D-310A)**

Aliran Masuk			Aliran Keluar			
Aliran	Komponen	Massa	Aliran	Komponen	Massa	
<15>	H <sub>2</sub> S	499.03	<16>	H <sub>2</sub> S	499.03	
	CO <sub>2</sub>	2906.1		CO <sub>2</sub>	2906.09	
	SO <sub>2</sub>	1.5		SO <sub>2</sub>	1.47	
	SO <sub>3</sub>	585.3		SO <sub>3</sub>	585.26	
	N <sub>2</sub>	2650.3		N <sub>2</sub>	2650.29	
	O <sub>2</sub>	235.2		O <sub>2</sub>	235.20	
	H <sub>2</sub> O	247.6				
	Total	7124.9				
Aliran <28>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> rcy	359.5	Aliran <17>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	673.9	
	H <sub>2</sub> O rcycle	125.8		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> rcy	359.5	
	Total	485.3		H <sub>2</sub> O rcycle	125.8	
		Total		1159.2		
	<b>Total</b>	<b>7610.21</b>		<b>Total</b>	<b>7610.21</b>	





**7. Converter Bed 4 (R-210)**

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran	Komponen	Massa	Aliran	Komponen	Massa
<12>	H <sub>2</sub> S	499.03	<16>	H <sub>2</sub> S	499.03
	CO <sub>2</sub>	2906.1		CO <sub>2</sub>	2906.09
	SO <sub>2</sub>	1.47		SO <sub>2</sub>	0.00
	SO <sub>3</sub>	35.12		SO <sub>3</sub>	36.94
	N <sub>2</sub>	2650.3		N <sub>2</sub>	2650.29
	O <sub>2</sub>	235.20		O <sub>2</sub>	234.84
	<b>Total</b>	<b>6327.19</b>		<b>Total</b>	<b>6327.19</b>

**8. Absorber 2 (D-310B)**

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran	Komponen	Massa	Aliran	Komponen	Massa
<20>	H <sub>2</sub> S	499.03	<22>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	45.13
	CO <sub>2</sub>	2906.1		H <sub>2</sub> O	115.49
	SO <sub>2</sub>	0.00		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> rcy	359.53
	SO <sub>3</sub>	36.94		H <sub>2</sub> O rcycle	125.79
	N <sub>2</sub>	2650.29		Total	645.94
	O <sub>2</sub>	234.84			
	H <sub>2</sub> O	123.78			
	Total	6450.97			
Aliran <27>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> rcy	359.53	Aliran <23>	H <sub>2</sub> S	499.03
	H <sub>2</sub> O rcycle	125.79		CO <sub>2</sub>	2906.09
	Total	485.32		SO <sub>2</sub>	0.00
		SO <sub>3</sub>		0.10	
				N <sub>2</sub>	2650.29
			O <sub>2</sub>	234.84	
	<b>Total</b>	<b>6936.29</b>		<b>Total</b>	<b>6936.29</b>


**9. Storage 1 (F-330)**

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran	Komponen	Massa	Aliran	Komponen	Massa
<26>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	719.06	<27>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	359.53
	H <sub>2</sub> O rcycle	239.27		H <sub>2</sub> O	125.79
	H <sub>2</sub> O drying	12.30		Total	485.32
	Total	970.63	Aliran <28>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	359.53
		H <sub>2</sub> O		125.79	
		Total		485.32	
	<b>Total</b>	<b>970.63</b>		<b>Total</b>	<b>970.63</b>

**10. Storage 2 (F-340)**

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran	Komponen	Massa	Aliran	Komponen	Massa
<17>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	673.92	<24>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> total	719.06
	H <sub>2</sub> O	123.78		H <sub>2</sub> O total	239.27
	Total	797.71			
Aliran <22>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	45.13			
	H <sub>2</sub> O	115.49			
	Total	160.62			
	<b>Total</b>	<b>958.33</b>		<b>Total</b>	<b>958.33</b>



*Halaman Ini Sengaja Dikosongkan*

## BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas	= 6900 ton/tahun
	= 958.33 kg/jam
Waktu Operasi	= 300 hari/tahun
	= 24 jam
Satuan	= Kg
Basis Waktu	= 1 Jam
Suhu Reference	= 25 °C

### 1. Furnace (Q-120)

**Tabel 4.1** Neraca Panas Komponen di Furnace

<b>Neraca panas furnace</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kcal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kcal/jam</b>
<u>Aliran &lt;1&gt;</u>		<u>Aliran &lt;2&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	4220.86	H <sub>2</sub> S	638309.50
CO <sub>2</sub>	15332.85	CO <sub>2</sub>	3425349.31
	19553.71	O <sub>2</sub>	366732.06
<u>Aliran &lt;3&gt;</u>		N <sub>2</sub>	2965795.97
O <sub>2</sub>	24804.60	SO <sub>2</sub>	377141.51
N <sub>2</sub>	99963.37	H <sub>2</sub> O	292497.59
	124767.97		
ΔHr 25°C	1282701.01	Q	-6638803.26
<b>Jumlah</b>	<b>1427022.69</b>	<b>Jumlah</b>	<b>1427022.69</b>



## 2. Drying Tower (B-110)

Tabel 4.2 Neraca Panas Komponen di Drying Tower

Neraca panas drying tower			
Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<u>Aliran &lt;29&gt;</u>		<u>Aliran &lt;3&gt;</u>	
O <sub>2</sub>	-14521.99	O <sub>2</sub>	-470.30
N <sub>2</sub>	-58712.72	N <sub>2</sub>	-1898.48
H <sub>2</sub> O	-761.20		-2368.78
	-73995.92	<u>Aliran &lt;32&gt;</u>	
<u>Aliran &lt;31&gt;</u>		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1182585.51
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1299458.31	H <sub>2</sub> O	16217.44
H <sub>2</sub> O	16877.95		1198802.95
	1316336.26	Q terserap	45906.17
<b>Jumlah</b>	<b>1242340.34</b>	<b>Jumlah</b>	<b>1242340.34</b>

## 3. Cooler

Tabel 4.3 Neraca Panas Komponen di Cooler

Neraca panas kondensor			
Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
H <sub>2</sub> O (g)	126414.97	H <sub>2</sub> O (g)	36326.14
		ΔH	90088.83
<b>Jumlah</b>	<b>126414.97</b>	<b>Jumlah</b>	<b>126414.97</b>

**4. Kondenser (E-121)****Tabel 4.4** Neraca Panas Komponen di Kondensator

Neraca panas kondensator			
Masuk		Keluar	
Komponen	kcal/jam	Komponen	kcal/jam
H <sub>2</sub> O (l)	107723.52	H <sub>2</sub> O (l)	79983.56
		ΔH	27739.96
<b>Jumlah</b>	<b>107723.52</b>	<b>Jumlah</b>	<b>107723.52</b>

**5. Heater (E-211)****Tabel IV.5** Neraca Panas Komponen di Heater

Neraca Panas Heater			
Masuk		Keluar	
Komponen	kcal/jam	Komponen	kcal/jam
<u>Aliran &lt;6&gt;</u>		<u>Aliran &lt;7&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	37049.71	H <sub>2</sub> S	247106.56
CO <sub>2</sub>	202686.79	CO <sub>2</sub>	1357831.98
O <sub>2</sub>	23118.54	O <sub>2</sub>	149273.98
N <sub>2</sub>	186111.87	N <sub>2</sub>	1195822.93
SO <sub>2</sub>	23243.82	SO <sub>2</sub>	153087.56
	472210.73		3103123.01
		Q terserap	-2630912.28
<b>Jumlah</b>	<b>462210.73</b>	<b>Jumlah</b>	<b>462210.73</b>



**6. Converter Bed 1 (R-210)**

**Tabel 4.6** Neraca Panas Komponen di Converter Bed 1

<b>Neraca Panas Converter bed 1</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>
<u>Aliran &lt;7&gt;</u>		<u>Aliran &lt;10&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	247106.56	H <sub>2</sub> S	368684.86
CO <sub>2</sub>	1357831.98	CO <sub>2</sub>	2014276.91
O <sub>2</sub>	149273.98	O <sub>2</sub>	175071.10
N <sub>2</sub>	1195822.93	N <sub>2</sub>	1756510.41
SO <sub>2</sub>	153087.56	SO <sub>2</sub>	90091.59
	3103123.01	SO <sub>3</sub>	4404634.86
			8809269.73
ΔHr 25oC	-177843.98	Q terserap	-1479355.8
<b>Jumlah</b>	<b>2925279.02</b>	<b>Jumlah</b>	<b>2925279.02</b>

**7. Heat Exchanger I (E-311)**

**Tabel 4.7** Neraca Panas Komponen di Heat Exchanger 1

<b>Neraca Panas Heat Exchanger 1</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>
<u>Aliran &lt;10&gt;</u>		<u>Aliran &lt;11&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	368684.86	H <sub>2</sub> S	253682.90
CO <sub>2</sub>	2014276.91	CO <sub>2</sub>	1393668.62
O <sub>2</sub>	1775071.10	O <sub>2</sub>	122476.65
N <sub>2</sub>	1756510.41	N <sub>2</sub>	1226497.76
SO <sub>2</sub>	90091.59	SO <sub>2</sub>	62821.53



SO <sub>3</sub>	203115.68	SO <sub>3</sub>	140324.02
	4607750.55		3199471.49
		Q terserap	1408279.06
<b>Jumlah</b>	<b>4607750.55</b>	<b>Jumlah</b>	<b>4607750.55</b>

**8. Converter Bed 2 (R-210)**

**Tabel 4.8** Neraca Panas Komponen di Converter Bed 2

<b>Neraca Panas Converter Bed 2</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kcal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kcal/jam</b>
<u>Aliran &lt;11&gt;</u>		<u>Aliran &lt;12&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	253682.90	H <sub>2</sub> S	307062.22
CO <sub>2</sub>	1393668.62	CO <sub>2</sub>	1683205.58
O <sub>2</sub>	122476.65	O <sub>2</sub>	125759.77
N <sub>2</sub>	1226497.76	N <sub>2</sub>	1473925.08
SO <sub>2</sub>	62821.53	SO <sub>2</sub>	9826.84
SO <sub>3</sub>	140324.02	SO <sub>3</sub>	267958.10
	3199471.49		3867737.59
ΔHr 25°C	-103149.51	Q terserap	-771415.61
<b>Jumlah</b>	<b>3096321.98</b>	<b>Jumlah</b>	<b>3096321.98</b>





### 9. Heat Exchanger II (E-212)

**Tabel 4.9** Neraca Panas Komponen di Heat Exchanger II

<b>Neraca Panas Heat Exchanger II</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kcal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kcal/jam</b>
<u>Aliran &lt;12&gt;</u>		<u>Aliran &lt;13&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	307062.22	H <sub>2</sub> S	247106.56
CO <sub>2</sub>	1683205.58	CO <sub>2</sub>	1357831.98
O <sub>2</sub>	125759.77	O <sub>2</sub>	102103.40
N <sub>2</sub>	1473925.08	N <sub>2</sub>	1195822.93
SO <sub>2</sub>	9826.84	SO <sub>2</sub>	7960.55
SO <sub>3</sub>	267958.10	SO <sub>3</sub>	215990.20
	3867737.59		3126815.62
		Q terserap	740921.97
<b>Jumlah</b>	<b>3867737.59</b>	<b>Jumlah</b>	<b>867737.59</b>

### 10. Converter Bed III (R-210)

**Tabel 4.10** Neraca Panas Komponen di Converter Bed3

<b>Neraca Panas Converter Bed 3</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kcal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kcal/jam</b>
<u>Aliran &lt;13&gt;</u>		<u>Aliran &lt;16&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	247106.56	H <sub>2</sub> S	260280.89
CO <sub>2</sub>	1357831.98	CO <sub>2</sub>	1429588.10
O <sub>2</sub>	102103.40	O <sub>2</sub>	104778.57
N <sub>2</sub>	1195822.93	N <sub>2</sub>	1257229.21
SO <sub>2</sub>	7960.55	SO <sub>2</sub>	502.40



SO <sub>3</sub>	215990.20	SO <sub>3</sub>	239174.73
	3126815.62		3291553.90
ΔHr 25oC	-14488.36	Q terserap	-179226.64
<b>Jumlah</b>	<b>3112327.26</b>	<b>Jumlah</b>	<b>3112327.26</b>

### 11. Heat Exchanger III (E-213)

Tabel 4.11 Neraca Panas Komponen di Heat Exchanger III

Neraca Panas Heat Exchanger III			
Masuk		Keluar	
Komponen	kcal/jam	Komponen	kcal/jam
<u>Aliran &lt;16&gt;</u>		<u>Aliran &lt;17&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	200911.69	H <sub>2</sub> S	114183.23
CO <sub>2</sub>	698564.10	CO <sub>2</sub>	627702.79
O <sub>2</sub>	82523.63	O <sub>2</sub>	47007.23
N <sub>2</sub>	1202805.63	N <sub>2</sub>	564710.97
SO <sub>2</sub>	268.68	SO <sub>2</sub>	223.08
SO <sub>3</sub>	63420.93	SO <sub>3</sub>	104626.89
	2248494.66		1458454.19
		Q terserap	790040.47
<b>Jumlah</b>	<b>2248494.66</b>	<b>Jumlah</b>	<b>2248494.66</b>



**12. Absorber I (D-310A)**

**Tabel 4.12 Neraca Panas Komponen di Absorber I**

<b>Neraca Panas Absorber I</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>
<u>Aliran &lt;17&gt;</u>		<u>Aliran &lt;19&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	114183.23	H <sub>2</sub> S	30133.33
CO <sub>2</sub>	627702.79	CO <sub>2</sub>	164734.24
O <sub>2</sub>	47007.23	O <sub>2</sub>	12568.08
N <sub>2</sub>	564710.97	N <sub>2</sub>	151599.87
SO <sub>2</sub>	223.08	SO <sub>2</sub>	58.98
SO <sub>3</sub>	104626.89	SO <sub>3</sub>	1638.34
H <sub>2</sub> O	99662.16		360732.84
	1558116.36	<u>aliran &lt;18&gt;</u>	
<u>aliran &lt;28&gt;</u>		H <sub>2</sub> O	18060.11
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> tot	1052459.82	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2648190.26
H <sub>2</sub> O tot	13984.16		2666250.37
	1066443.98		
ΔHr 25oC	-411520.65	Q terserap	-813943.53
<b>Jumlah</b>	<b>2213039.68</b>	<b>Jumlah</b>	<b>2213039.68</b>



**13. Heat Exchanger IV (E-311)**

**Tabel 4.13** Neraca Panas Komponen di Heat Exchanger IV

<b>Neraca Panas Heat Exchanger IV</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>
<u>Aliran &lt;19&gt;</u>		<u>Aliran &lt;20&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	30133.33	H <sub>2</sub> S	240551.97
CO <sub>2</sub>	164734.24	CO <sub>2</sub>	1322079.88
O <sub>2</sub>	12568.08	O <sub>2</sub>	97123.03
N <sub>2</sub>	151599.87	N <sub>2</sub>	1165204.79
SO <sub>2</sub>	58.98	SO <sub>2</sub>	465.28
SO <sub>3</sub>	1638.34	SO <sub>3</sub>	13267.48
	360732.84		2838692.42
Q terserap	2477959.58		
<b>Jumlah</b>	<b>2838692.42</b>	<b>Jumlah</b>	<b>2838692.42</b>

**14. Converter Bed IV (R-210)**

**Tabel 4.14** Neraca Panas Komponen di Converter Bed IV

<b>Neraca Panas Converter Bed 4</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>
<u>Aliran &lt;20&gt;</u>		<u>Aliran &lt;21&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	240551.97	H <sub>2</sub> S	253682.90
CO <sub>2</sub>	1322079.88	CO <sub>2</sub>	1393668.62
O <sub>2</sub>	97123.03	O <sub>2</sub>	102064.31
N <sub>2</sub>	1165204.79	N <sub>2</sub>	1226497.76
SO <sub>2</sub>	465.28	SO <sub>2</sub>	1.32



SO <sub>3</sub>	13267.48	SO <sub>3</sub>	14716.34
	2838692.42		2990631.25
ΔHr 250c	-43974.02	Q terserap	-195912.85
<b>Jumlah</b>	<b>2794718.40</b>	<b>Jumlah</b>	<b>2794718.40</b>

15. Heat Exchanger V (E-214)

Tabel 4.15 Neraca Panas Komponen di Heat Exchanger V

Neraca Panas Heat Exchanger V			
Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<u>Aliran &lt;21&gt;</u>		<u>Aliran &lt;24&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	253682.90	H <sub>2</sub> S	96026.50
CO <sub>2</sub>	1393668.62	CO <sub>2</sub>	527513.57
O <sub>2</sub>	102064.31	O <sub>2</sub>	39582.91
N <sub>2</sub>	1226497.76	N <sub>2</sub>	476552.48
SO <sub>2</sub>	1.32	SO <sub>2</sub>	0.51
SO <sub>3</sub>	14716.34	SO <sub>3</sub>	5545.15
	2990631.25		1145221.11
		Q terserap	1845410.15
<b>Jumlah</b>	<b>2990631.25</b>	<b>Jumlah</b>	<b>2990631.25</b>



## 16. Absorber II (D-310B)

Tabel 4.16 Neraca Panas Komponen di Absorber II

Neraca Panas Absorber II			
Masuk		Keluar	
Komponen	kcal/jam	Komponen	kcal/jam
<u>Aliran &lt;24&gt;</u>		<u>Aliran &lt;26&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	96026.50	H <sub>2</sub> S	31283.66
CO <sub>2</sub>	527513.57	CO <sub>2</sub>	171043.41
O <sub>2</sub>	39582.91	O <sub>2</sub>	13025.30
N <sub>2</sub>	476552.48	N <sub>2</sub>	157346.97
SO <sub>2</sub>	0.51	SO <sub>2</sub>	0.17
SO <sub>3</sub>	5545.15	SO <sub>3</sub>	1789.77
H <sub>2</sub> O	41971.84		374489.26
	1187192.95	<u>Aliran &lt;25&gt;</u>	
<u>Aliran &lt;27&gt;</u>		H <sub>2</sub> O	16850.64
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> tot	1052459.82	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	177346.73
H <sub>2</sub> O tot	13984.16	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> tot	1412768.49
	1066443.98	H <sub>2</sub> O tot	18352.75
			1625318.61
ΔHr 25°C	-27559.14	Q terserap	226269.91
<b>Jumlah</b>	<b>2226077.79</b>	<b>Jumlah</b>	<b>2226077.79</b>



*Halaman Ini Sengaja Dikosongkan*

## **BAB V**

### **SPESIFIKASI ALAT**

#### **1. Blower (G-111)**

Fungsi	: Menghembuskan udara ke Drying Tower
Tipe Alat	: <i>Centrifugal</i>
Kapasitas	: 3654.63 kg/min
Power	: 1 hp
Jumlah	: 2 unit

#### **2. Pompa (L-331)**

Fungsi	: Memompa asam sulfat dari storage 2 ke Dring Tower
Tipe Alat	: <i>Centrifugal</i>
<i>Section Area</i>	: 0.009 ft <sup>2</sup>
Diameter Luar	: 1.660 in
Diameter Dalam	: 1.278 in
Power	: 25 hp
Jumlah	: 2 unit

#### **3. Converter (R-210)**

Fungsi	: Mereaksikan SO <sub>2</sub> dengan O <sub>2</sub> untuk Menghasilkan SO <sub>3</sub>
Kapasitas	: 380.10 m <sup>3</sup>
<i>Outside Diameter</i>	: 66.00 in
<i>Inside Diameter</i>	: 65.63 in
Tinggi Tangki	: 20.46 m
Tebal Tangki	: 0.19 in
Tebal Tutup Atas	: 3/16 in
Tebal Tutup Bawah	: 3/16 in





Jenis Las : *Double Welded Butt Joint*  
Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-229*

#### 4. Furnace (Q-120)

Fungsi : Untuk memanaskan dan mereaksikan H<sub>2</sub>S dengan O<sub>2</sub> untuk menghasilkan SO<sub>2</sub>  
Tipe Tangki : Cylindrical - Conical Roof – Flat Bottom Tank  
Jumlah Tangki : 1 Buah  
Bahan Konstruksi : *Stainless Steel TP-304*  
Kapasitas Tangki : 47590 bbl  
Tinggi Tangki : 42 ft  
Diameter Tangki : 90 ft  
Tebal *Shell* per *Course*  
*Course* 1 : 5 4/16 in  
*Course* 2 : 4 8/16 in  
*Course* 3 : 3 12/16 in  
*Course* 4 : 3 in  
*Course* 5 : 2 4/16 in  
*Course* 6 : 1 8/16 in  
*Course* 7 : 12/16 in  
Tinggi *Head* Tangki: 3.69 in  
Tebal *Head* Tangki : 8 in

#### 5. Storage H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (F-135)

Fungsi : Menyimpan asam sulfat 99,9% pada temperature 80°C  
Tipe Alat : Silinder tegak dengan dasar rata dan atap berbentuk cone  
Jenis Las : *Double Welded Butt Joint*



Bahan	: Carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 2 Buah
Kapasitas	: 1076.47 kg/jam
Tebal <i>Shell</i> per <i>Course</i>	
<i>Course</i> 1	: 3.201 in
<i>Course</i> 2	: 2.401 in
<i>Course</i> 3	: 1.600 in
<i>Course</i> 4	: 0.8 in
Tebal Tutup Bawah	: 1.434 in

## 6. Cooler (E-311)

Fungsi	: Untuk mendinginkan gas SO <sup>2</sup> dari suhu 610°C menjadi suhu 440°C
Tipe Alat	: <i>Sheel and Tube Heat Exchanger</i>
Jenis Las	: <i>Double Welded Butt Joint</i>
Bahan	: Carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 Buah
Ukuran	
<u><i>Sheel Side</i></u>	
ID	: 17.25 in
<i>Baffle</i>	: 4 in
<i>Passes</i>	: 1
<u><i>Tube Side</i></u>	
L	: 16 ft
OD	: 0.25 in
BWG	: 16
N	: 2
pt	: 1.56 in <sup>2</sup>

**7. Absorber (B-110)**

Fungsi	: Menyerap air dalam udara untuk menghasilkan udara kering
Tipe Alat	: <i>Packed Bed Column</i>
Desain Tangki	: Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>flat head</i> dengan <i>packing saddles</i>
Jenis Las	: <i>Double Welded Butt Joint</i>
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 Buah
Tebal Tutup	: 2.083/16 in
Tebal <i>Shell</i>	: 1/32 in
Jenis Packing	: <i>Saddles (Ceramic)</i>

**8. Absorber (B-110B)**

Fungsi	: Mereaksikan $SO_3$ dengan $H_2O$ membentuk $H_2SO_4$
Tipe Alat	: Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Jenis Las	: <i>Double Welded Butt Joint</i>
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 2 Buah
Tebal Tutup Atas	: 2/16 in
Tebal <i>Shell</i>	: 1/8 in
Jenis Packing	: <i>Saddles (Ceramic)</i>

## **BAB VI UTILITAS**

### **6.1 Utilitas Secara Umum**

Dalam suatu industri, unit utilitas merupakan sarana penunjang dari proses utama di pabrik. Oleh karena itu utilitas memegang peran penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada pabrik Asam Sulfat dari gas H<sub>2</sub>S dengan proses kontak double absorber ini meliputi:

1. Air

Air bagi suatu industri adalah bahan penunjang baik untuk kegiatan langsung atau tak langsung. Penggunaan air di industri biasanya untuk mendukung sistem. Air dalam pabrik asam sulfat ini digunakan sebagai air pendingin, sistem pembangkit uap (boiler) dan air sanitasi.

2. Listrik

Listrik pada pabrik digunakan untuk penerangan pabrik, dan proses produksi sebagai tenaga penggerak beberapa peralatan proses seperti pompa dan peralatan proses kontrol.

3. Bahan Bakar

Bahan bakar berfungsi untuk bahan bakar pembangkit tenaga listrik.

### **6.2 Unit Penyedia Air**

Air yang digunakan untuk proses produksi di Asam Sulfat ini berasal dari air sungai Berantas, karena air merupakan pelarut yang baik dan secara praktis semua zat dapat terlarut didalamnya, makadari itu untuk memenuhi baku mutu air maka perlu dilakukan *treatment* sebelum masuk dalam proses produksi.

Berikut adalah proses pengolahan air di pabrik Asam Sulfat :



### 1. Pengendapan

Pengendapan yang dilakukan dengan memanfaatkan gaya gravitasi. Cara yang sederhana adalah dengan membiarkan padatan mengendap dengan sendirinya. Setelah partikel-partikel mengendap, maka air yang jernih dapat dipisahkan dari padatan yang semula tersuspensi di dalamnya.

### 2. Klarifikasi

Proses ini bertujuan untuk menghilangkan padatan tersuspensi, baik yang kasar, halus atau bersifat koloid. Proses ini mencakup koagulasi, dan flokulasi. Koagulasi adalah proses penetralan partikel-partikel yang ada dalam air sehingga sesamanya tidak saling tolak menolak dan dapat diendapkan bersama - sama. Bahan kimia pengendap dimasukkan ke dalam air dan diaduk dengan cepat. Hasil reaksi kimia yang terjadi disebut flok (*floc*) yaitu partikel bukan koloid yang sangat halus. Flokulasi merupakan kelanjutan proses koagulasi, partikel-partikel halus hasil koagulasi membentuk suatu gumpalan yang besar sehingga lebih mudah mengendap. Proses flokulasi dibantu dengan cara pengadukan yang lambat. Proses klarifikasi dilakukan dengan cara penambahan bahan kimia tertentu, misalnya : alum (aluminium sulfat), natrium aluminat, ferri sulfat, ferri klorida, dan sebagainya. Proses pengendapan dipercepat dengan penambahan *coagulant aid* seperti: sepanan, clays dan sebagainya.

### 3. Sedimentasi

Sedimentasi yang merupakan tahap akhir dari proses klarifikasi. Air yang bersih dapat dipisahkan setelah flok mengendap. Efisiensi proses ini tidak dapat mencapai 100% sehingga air yang dihasilkan masih mengandung zat-zat yang



tersuspensi dalam bentuk *carry over flocs*.

#### 4. Filter

Proses ini bertujuan untuk menahan zat-zat tersuspensi (*suspended matter*) dalam aliran fluida dari air danau dengan cara melewatkan fluida tersebut melalui suatu lapisan yang berpori-pori, misalnya dengan pasir silika dan karbon. Sebelum masuk ke *sand filter* air sungai dinetralkan pHnya.

Setelah dari *sand filter* masuk ke dalam *carbon filter*. Pasir silika dan karbon mampu menyerap bahan organik dan bahan anorganik seperti plankton, humus dan ion-ion logam (misalnya besi dan mangan) serta bahan-bahan lain yang menyebabkan warna dalam air karena berukuran sangat kecil. Proses ini dikenal sebagai proses adsorpsi. Carbon filter umumnya dipasang setelah sand filter, untuk mengurangi beban karbon aktif, karena harganya relatif lebih mahal. Media filter, karena partikel kotoran akan terperangkap di dalam media, tidak dirancang untuk penyaringan air yang masih kotor.

Media penyaring (*filter*) dapat dioperasikan dengan baik untuk jangka waktu tertentu, jika pressure drop meningkat sampai batas yang diizinkan, maka harus dilakukan pembersihan filter dengan cara cuci balik (*backwashing*). Cuci-balik dilakukan dengan cara mengalirkan air secara berlawanan arah dengan arah aliran pada saat operasi selama 5 - 10 menit, setelah itu dilakukan pembilasan. Filter dapat digolongkan menjadi beberapa jenis berdasarkan siklus operasinya batch atau kontinyu, produk yang diinginkan filtrat atau cake atau gaya pendorongnya (*driving force*).

#### 5. Pertukaran ion

Pertukaran ion digunakan pada proses penghilangan



kesadahan dan dalam proses demineralisasi air. Jika ion yang dipertukarkan berupa kation, maka resin tersebut dinamakan resin penukar kation, dan jika ion yang dipertukarkan berupa anion, maka resin tersebut dinamakan resin penukar anion.

### 6.3 Unit Penyedia Air Dingin

Air pendingin adalah air yang dilewatkan melalui alat penukar panas (*heat exchanger*) dengan maksud untuk menyerap dan memindahkan panasnya. Masalah yang sering timbul dalam sistem air pendingin adalah :

a. Terjadinya korosi

Kerugian yang ditimbulkan oleh korosi pada sistem air pendingin adalah penyumbatan dan kerusakan pada sistem perpipaan. Kontaminasi produk yang diinginkan karena adanya kebocoran-kebocoran, dan menurunnya efisiensi perpindahan panas.

b. Pembentukan kerak dan deposit

Gangguan yang ditimbulkan oleh terbentuknya kerak antara lain adalah penurunan efisiensi perpindahan panas, naiknya kehilangan tekanan karena naiknya tahanan dalam pipa serta penyumbatan pada pipa-pipa berukuran kecil.

c. Terjadinya *fouling* akibat aktivitas mikroba

Menara pendingin (*cooling tower*) merupakan bagian dari sistem air pendingin yang memberikan lingkungan yang baik untuk pertumbuhan dan perkembangan mikroorganisme. Algae dapat berkembang dengan baik pada bagian yang cukup mendapat sinar matahari, sedangkan "lendir" (*slime*) dapat berkembang pada hampir di seluruh bagian dari sistem air pendingin ini. Mikroorganisme yang tumbuh dan berkembang tersebut merupakan deposit (*foul*)



yang dapat mengakibatkan korosi lokal, penyumbatan dan penurunan efisiensi perpindahan panas. Penggunaan air yang memenuhi persyaratan dapat mencegah timbulnya masalah-masalah dalam sistem air pendingin. Persyaratan bagi air yang dipergunakan sebagai air pendingin tidak seketat persyaratan untuk umpan ketel.

Seperti ditunjukkan pada **Tabel 6.2** korosi menyebabkan kehidupan peralatan dalam sistem pendingin akan lebih pendek kemudian akan terjadi kebocoran produk atau air pendingin dari penukar panas. Adanya korosi juga menyebabkan masalah seperti pengurangan efisiensi termal penukar panas pada sirkulasi air. Adanya kerak dan lendir dalam panas penukar tidak hanya menurunkan efisiensi termal tetapi juga sering menyebabkan korosi lokal di dibagian bawah.

**Tabel 6.1** Masalah terjadi pada sistem air pendingin dan penyebabnya

<b>Masalah</b>	<b>Penyebab</b>
Kondisi operasi menurun dari penukar panas, perpipaan, dll.	<ol style="list-style-type: none"><li>1. Korosi</li><li>2. Korosi terjadi di bawah endapan seperti lendir dan lumpur</li></ol>
Pengurangan efisiensi termal pada <i>heat exchanger</i>	<ol style="list-style-type: none"><li>1. Menempelnya produk korosi, kerak dan lendir</li><li>2. Akumulasi lumpur</li></ol>
Peningkatan penurunan tekanan dan reduksi pendinginan pada laju sirkulasi air dalam sistem (peningkatan listrik	<ol style="list-style-type: none"><li>1. Menempelnya produk korosi, skala dan lendir</li><li>2. Akumulasi lumpur</li><li>3. Tabung tersumbat dengan pengotor</li></ol>





Masalah	Penyebab
konsumsi daya pompa)	
Kebocoran produk dan kontaminasi produk dengan air pendingin	Kebocoran tabung penukar panas oleh korosi

### 6.4 Unit Penyedia Steam

Penggunaan air umpan boiler yang tidak memenuhi persyaratan akan menimbulkan beberapa masalah, antara lain :

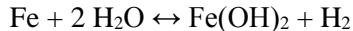
a. Pembentukan kerak

Kerak pada ketel dapat terjadi karena pengendapan (*precipitation*) langsung dari zat pengotor pada permukaan perpindahan panas, atau karena pengendapan zat tersuspensi dalam air yang kemudian, melekat pada logam dan menjadi keras. Kerak dapat mengakibatkan terjadinya pemanasan-lanjut setempat (*local overheating*) dan logam ketel gagal berfungsi (*failure*).

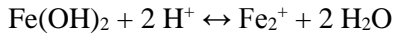
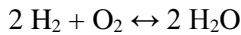
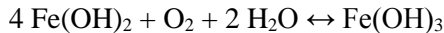
b. Terjadinya korosi

Pengertian korosi secara sederhana adalah perubahan kembali logam menjadi bentuk bijihnya. Proses korosi sebenarnya merupakan proses elektrokimia yang rumit dan kompleks. Korosi dapat menimbulkan kerusakan yang luas pada permukaan logam. Penyebab utama timbulnya korosi, antara lain :

- pH air yang rendah
  - Gas-gas yang terlarut dalam air seperti :  $O_2$ ,  $CO_2$ , dan lain-lain
  - Garam-garam terlarut dan padatan tersuspensi
- Kontak antara permukaan logam dan air menyebabkan terjadinya reaksi korosi sebagai berikut :



Reaksi di atas pada suatu saat akan mencapai keadaan kesetimbangan dan korosi tidak akan berlanjut; akan tetapi adanya oksigen terlarut dan pH air yang rendah akan mengakibatkan terganggunya kesetimbangan dan reaksi bergeser ke sebelah kanan. Reaksi yang terjadi akibat adanya oksigen dan pH yang rendah adalah sebagai berikut :



Pergeseran arah reaksi korosi ke sebelah kanan menyebabkan berlanjutnya peristiwa korosi pada logam-ketel. Alkalinitas yang rendah dan adanya garam-garam dan padatan terlarut dalam air dapat membantu terjadinya korosi.

c. Pembentukan busa

Pembentukan busa (*foaming*) adalah peristiwa pembentukan gelembung-gelembung di atas permukaan air dalam drum boiler. Penyebab timbulnya busa adalah adanya kontaminasi oleh zat-zat organik atau zat-zat kimia yang ada dalam air ketel tidak terkontrol dengan baik. Busa dapat mempersempit ruang pelepasan uap-panas (*steam-release space*) dan dapat menyebabkan terbawanya air serta kotoran-kotoran bersama-sama uap air. Kerugian yang dapat ditimbulkan oleh hal ini adalah terjadinya endapan dan korosi pada logam-logam dalam sistem ketel.

Menurut IS 10392 tahun 1982 mengenai rekomendasi batas untuk boiler sebagai berikut:



**Tabel 6.1** Rekomendasi batasan feed water untuk boiler  
(IS 10392:1982)

<i>Feed Water</i>			
<b>Faktor</b>	<b>Hingga 20 kg/cm<sup>2</sup></b>	<b>Hingga 21-39 kg/cm<sup>2</sup></b>	<b>Hingga 40-59 kg/cm<sup>2</sup></b>
<i>Total Hardness,</i> (max) mg/l	1	1	0,5
Nilai pH	8,5 - 9,5	8,5 - 9,5	8,5 - 9,5
<i>Dissolved Oxygen</i> (max) mg/l	0,1	0,02	0,01
Total Silika (max) mg/l	-	5	0,5
<i>Boiler Water</i>			
<i>Total alkalinity</i> mg/l	700	500	300
Nilai pH	11 – 12	11 - 12	10,5 – 11
Sisa Sodium Sulfit (Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub> ) mg/l	30 – 50	20 - 30	-
Fosfat (PO <sub>4</sub> ) mg/l	20 – 40	15 - 30	5 – 20
TDS (max) mg/l	3500	2500	1500
Silika (SiO <sub>3</sub> ) mg/l	Kurang dari 0,4		15

### 6.5 Unit Penyediaan Listrik

Pemakaian listrik di pabrik Asam Sulfat antara lain untuk :

1. Pemakaian tenaga mekanik pada proses (menggerakkan alat-alat).
2. Perbaikan dan pemeliharaan peralatan pabrik.
3. Penerangan lingkungan pabrik

Listrik pada pabrik digunakan untuk penerangan pabrik, dan



proses produksi sebagai tenaga penggerak beberapa peralatan proses seperti pompa dan peralatan proses kontrol. Tenaga listrik untuk pabrik ini dipenuhi oleh PT.PLN Persero dan sebagai cadangan digunakan generator untuk mengatasi keadaan bila sewaktu-waktu terjadi gangguan PLN.

### 6.1.1 Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang digunakan seperti keperluan perkantoran, dan pemadam kebakaran. Berdasarkan Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia Nomor 32 tahun 2017 untuk media air sanitasi meliputi parameter fisik, biologi, dan kimia yang dapat berupa parameter wajib dan parameter tambahan. Parameter wajib merupakan parameter yang harus diperiksa secara berkala sesuai dengan ketentuan peraturan perundang-undangan, sedangkan parameter tambahan hanya diwajibkan untuk diperiksa jika kondisi geohidrologi mengindikasikan adanya potensi pencemaran berkaitan dengan parameter tambahan.

**Tabel 6.2** Parameter Fisik dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan untuk Media Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi

No.	Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Muku (Kadar Maksimum)
1.	Kekeruhan	NTU	25
2.	Warna	TCU	50
3.	Zat padat terlarut	mg/l	1000
4.	Suhu	°C	Suhu udara $\pm$ 3
5.	Rasa		Tidak berasa



No.	Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Muku (Kadar Maksimum)
6.	Bau		Tidak berbau

**Tabel 6.3** Parameter Biologi dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan untuk Media Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi

No.	Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Muku (Kadar Maksimum)
1.	Total coliform	CFU/10 0ml	50
2.	E. Coli	CFU/10 0ml	0

**Tabel 6.4** Parameter Kimia dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan untuk Media Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi

No.	Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Muku (Kadar Maksimum)
Wajib			
1.	PH	mg/l	6,5 - 8,5
2.	Besi	mg/l	1
3.	Flurida	mg/l	1,5
4.	Kesadahan (CaCO <sub>3</sub> )	mg/l	500



No.	Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Muku (Kadar Maksimum)
5.	Mangan	mg/l	0,5
6.	Nitrat, sebagai N	mg/l	10
7.	Nitrit, sebagai N	mg/l	1
8.	Sianida	mg/l	0,1
9.	Detergen	mg/l	0,05
10.	Pestisida total	mg/l	0,1
Tambahan			
1.	Air raksa	mg/l	0,001
2.	Arsen	mg/l	0,05
3.	Kadmium	mg/l	0,005
4.	Kromium (valensi 6)	mg/l	0,05
5.	Selenium	mg/l	0,01
6.	Seng	mg/l	15
7.	Sulfat	mg/l	400
8.	Timbal	mg/l	0,05
9.	Benzene	mg/l	0,01
10.	Zat Organik (KMNO <sub>4</sub> )	mg/l	10

Kebutuhan air sanitasi pada Pabrik Asam Sulfat adalah sebagai berikut :

1. Air untuk karyawan

Diketahui :



- a. Menurut PERMEN No.14 tahun 2010 kebutuhan air untuk tiap orang adalah 60 liter/hari.
- b. Ditetapkan : jumlah karyawan 100 orang  
Sehingga total air yang dibutuhkan :
  - = 60 liter/hari x 100 orang
  - = 6000 liter/hari
  - = 250 liter/jam

## 2. Air untuk laboratorium dan pemadam kebakaran

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium adalah sebesar 25% dari kebutuhan karyawan, sehingga kebutuhan air untuk laboratorium adalah :

$$\begin{aligned} &= 25\% \times 6000 \text{ liter/hari} \\ &= 1500 \text{ liter/hari} \\ &= 62,4 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

Jadi, total kebutuhan air =  $(250 + 62,4)$   
 $= 312,5 \text{ liter/jam}$

Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 150% dari kebutuhan air sanitasi, sehingga  $150\% \times 250 \text{ liter/jam}$  adalah 375 liter/jam. Sehingga total air sanitasi adalah 687,5 liter/jam.

### 6.1.2 Air Pendingin

Air pendingin pada pabrik Asam Sulfat adalah untuk cooler dan kondensor. Sebagian air digu Kebutuhan untuk air pendingin didapatkan dari perhitungan neraca panas. Air pendingin ini diperlukan pada alat di bawah ini :

**Tabel 6.5** Kebutuhan Air Pendingin di Pabrik Asam Sulfat

Alat	Kebutuhan air (kg/hari)
Cooler	126414,97
Boiler Water	14015517,2



---

---

<b>Jumlah</b>	14141932,17
---------------	-------------

Karena digunakan sistem sirkulasi untuk menghemat air, maka diasumsikan air pendingin yang ditambahkan selama pabrik dalam kondisi steady sebesar 25 % dari total kebutuhan air pendingin. Kebutuhan air pendingin =  $25\% \times 14141932,17 = 3535483,04$  Kg/hari





*Halaman Ini Sengaja Dikosongkan*

## **BAB VII**

### **KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA**

Keselamatan dan kesehatan kerja merupakan salah satu syarat mutlak yang harus dipenuhi dalam suatu perusahaan sebagai suatu usaha kontrol kondisi kerja untuk mengurangi, mencegah dan menghilangkan peluang terjadinya kerugian yang diakibatkan adanya kelalaian dalam bekerja sehingga dapat mengganggu kesehatan dan menyebabkan kecelakaan kerja bagi diri sendiri maupun orang lain, menyebabkan cacat hingga menyebabkan kematian, menimbulkan kerusakan-kerusakan pada peralatan kerja, serta menimbulkan bahaya lingkungan akibat dari proses produksi suatu perusahaan, dimana hal tersebut dapat mengurangi produktivitas pekerja dan perusahaan.

Menurut UU No. 1 Tahun 1970 yang dimaksud dengan keselamatan kerja, yaitu :

1. Agar para pekerja dan orang lain yang berada di lokasi pekerjaan tetap sehat dan selamat.
2. Melindungi sumber-sumber produksi agar terpelihara dengan baik dan dipergunakan secara efisien.
3. Melindungi agar proses produksi berjalan lancar tanpa hambatan apapun.
4. Kesehatan dan keselamatan kerja memerlukan tanggung jawab dari semua pihak karena hal ini tergantung dari Direksi, tingkah laku karyawan, keadaan peralatan atau lingkungan kerja itu sendiri.

Menurut Peraturan Pemerintah No.11 Tahun 1979, kecelakaan dibagi menjadi 4 macam, antara lain :

1. Kecelakaan ringan, kecelakaan yang terjadi sehingga menimbulkan hilangnya jam kerja.



2. Kecelakaan sedang, kecelakaan yang terjadi sehingga berakibat fatal dan menyebabkan cacat jasmani.
3. Kecelakaan mati, kecelakaan yang menimbulkan hilangnya nyawa manusia.

Tujuan dari adanya keselamatan dan kesehatan kerja (K3) antara lain :

1. Mengontrol semua resiko dan potensi kecelakaan yang dapat menimbulkan kecelakaan dan kerusakan.
2. Mencegah kecelakaan, melindungi tenaga kerja atas hak keselamatan dalam melaksanakan pekerjaan untuk meningkatkan kesejahteraan hidup dan meningkatkan produksi dan produktivitas nasional.
3. Menghindari kerugian harta, benda dan nyawa
4. Sumber produksi dipelihara dan dipergunakan secara aman dan efisien.

Kebijakan keselamatan kerja dimaksudkan untuk memperlihatkan dan menjamin implementasi peraturan keselamatan dan kesehatan kerja serta lingkungan, dimana kebijakan-kebijakan K3 sebagai berikut:

1. Peningkatan berkelanjutan
2. Sesuai peraturan dan perundangan keselamatan dan kesehatan kerja yang berlaku di tempat kerja
3. Mengkomunikasikan kepada seluruh tenaga kerja agar sadar dan mawas mengenai kewajiban keselamatan dan kesehatan pribadi
4. Evaluasi berkala



## **7.1 Sebab-sebab Terjadinya Kecelakaan Kerja**

Secara umum, terjadinya kecelakaan disebabkan oleh hal-hal sebagai berikut:

### **1. Lingkungan Fisik**

Lingkungan fisik meliputi mesin, peralatan, bahan produksi lingkungan kerja, penerangan dan lain-lain. Kecelakaan terjadi akibat dari:

- a. Kesalahan perencanaan
- b. Aus atau rusaknya peralatan
- c. Kesalahan pada waktu pembelian
- d. Terjadinya ledakan karena kondisi operasi yang tidak terkontrol
- e. Penyusunan peralatan dan bahan produksi yang kurang tepat
- f. Lingkungan kerja yang tidak memenuhi persyaratan seperti panas, lambat bising dan salah penerangan.

### **2. Manusia**

Kecelakaan yang disebabkan oleh manusia (Karyawan) dapat terjadi akibat beberapa hal, yang antara lain adalah sebagai berikut:

- a. Kurangnya pengetahuan dan ketrampilan karyawan
- b. Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja

### **3. Sistem manajemen**

Kecelakaan yang disebabkan karena sistem manajemen, dapat terjadi akibat beberapa hal dibawah ini yaitu:

- a. Kurangnya perhatian manajer terhadap keselamatan kerja
- b. Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan dan pemeliharaan dan modifikasi



- c. Kurangnya sistem penanggulangan terhadap bahaya
- d. Kurangnya penerapan prosedur yang baik
- e. Tidak adanya inspeksi peralatan

## **7.2 Hal-hal yang Harus diperhatikan**

Untuk meminimalkan terjadinya kecelakaan kerja ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu:

### **a. Bangunan Pabrik**

Bangunan gedung beserta alat-alat konstruksinya harus memenuhi persyaratan yang telah direkomendasikan oleh para ahli yang bersangkutan untuk menghindari bahaya-bahaya kebakaran, perusakan akibat cuaca, gempa, petir, banjir dan lain sebagainya. Lingkungan sekitar pabrik harus dapat memberikan rasa aman dan nyaman bagi para pekerja dan penduduk sekitarnya. Jangan sampai kehadiran pabrik tersebut menimbulkan pencemaran bagi lingkungan sekitar sehingga mengakibatkan ketidaknyamanan bagi penduduk sekitar.

### **b. Ventilasi**

Ruang kerja harus cukup luas, tidak membatasi atau membahayakan gerak pekerja, serta dilengkapi dengan sistem ventilasi yang baik sesuai kondisi tempat kerjanya, sehingga pekerja dapat bekerja leluasa, aman, nyaman, karena selalu mendapatkan udara yang bersih

### **c. Alat-alat bergerak**

Alat-alat berputar atau bergerak seperti motor pada pompa, harus dijaga jarak yang cukup dengan peralatan lainnya, sehingga bila terjadi kerusakan akan dapat diperbaiki dengan mudah.



- d. Peralatan yang menggunakan sistem perpindahan panas  
Peralatan yang memakai sistem perindahan panas harus diberi isolator, misalnya : Boiler, heater dan sebagainya. Disamping itu didalam perancangan faktor keselamatan harus diutamakan, antara lain dalam hal pengelasan (pemilihan sambungan las), faktor korosi, tekanan (*stress*). Hal ini memegang peran penting dalam mencegah terjadinya kecelakaan kerja, efisiensi dan produktivitas operasional, terutama untuk mencegah kehilangan panas pada alat-alat tersebut. Selain itu harus diupayakan agar suhu ruang tidak terlalu tinggi dengan jalan memberi ruang (*space*) yang cukup untuk peralatan mencegah kebocoran steam yang terlalu besar, serta pemasangan alat control yang sesuai.
- e. Sistem perpipaan  
Pipa-pipa harus dipasang secara efektif supaya mudah menghantarkan fluida proses atau utilitas tanpa adanya kehilangan energi atau massa, dalam waktu yang tepat. Pipa-pipa tersebut juga harus diletakkan ditempat yang terjangkau dan aman sehingga mudah diperbaiki dan dipasang. Untuk pipa yang dilalui fluida panas harus diberi isolasi (berupa sabut atau asbes), dan diberi sambungan yang dapat memberikan fleksibilitas seperti belokan U, tee, juga pemilihan valve yang sesuai untuk menghindari peledakan yang diakibatkan oleh pemuaiian pipa.
- f. Karyawan  
Seluruh karyawan dan pekerja, terutama yang menangani unit-unit vital, hendaknya diberi pengetahuan dan pelatihan khusus dalam bidang masing-masing, juga



dalam bidang kesehatan dan keselamatan kerja secara umum. Disamping itu pihak pabrik harus gencar memberikan penyuluhan tentang Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3), baik secara lisan maupun tertulis (berupa tanda-tanda bahaya atau larangan serta peraturan pengoprasian peralatan yang baik dan pada tiap-tiap alat terutama yang berisiko tinggi). Dengan demikian diharapkan pada karyawan akan mampu menangani kondisi darurat yang dapat terjadi sewaktu-waktu, setidaknya setiap awal.

### **7.3 Penggunaan Alat Pelindung Diri (APD)**

menurut Undang-undang Keselamatan Kerja No.1 tahun 1970 untuk mengurangi akibat kecelakaan kerja, maka setiap perusahaan harus menyediakan alat pelindung diri (APD) yang harus disesuaikan dengan jenis perusahaannya masing-masing. Alat Pelindung Diri (APD) bukan merupakan alat untuk menghilangkan bahaya ditempat kerja, namun hanya merupakan salah satu usaha untuk mencegah dan mengurangi kontak antara bahaya dan tenaga kerja yang sesuai dengan standar kerja yang diijinkan.

Syarat-syarat Alat Pelindung Diri adalah:

1. memiliki daya cegah dan memberikan perlindungan yang efektif terhadap jenis bahaya yang dihadapi oleh tenaga kerja
2. konstruksi dan kemampuannya harus memenuhi standar yang berlaku
3. Efisien, ringan dan nyaman dipakai
4. tidak mengganggu gerakan-gerakan yang diperlukan
5. Tahan lama dan pemeliharaannya mudah



Jenis-jenis alat pelindung diri adalah sebagai berikut:

1. Topi Keselamatan (*safety head*)

Untuk melindungi kepala terhadap benturan, kemungkinan tertimpa benda-benda yang jatuh, melindungi bagian kepala dari kejatuhan 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 dari benda yang melayang, percikan, bahan kimia, dan cahaya yang menyilaukan. Digunakan pada saat:

- a. Di daerah berdebu
- b. Menggerinda, memahat, dan membubut
- c. Dimana terdapat bahan atau menangani bahan kimia yang berbahaya, termasuk asam atau alkali.
- d. Pengelasan

3. Alat Pelindung Muka

Untuk melindungi muka (dari dahi sampai batas leher)

- a. Pelindung muka yang tahan terhadap bahan kimia yang berbahaya (Warna kuning, digunakan pada saat menangani bahan asam atau alkali)
- b. Pelindung muka terhadap pancaran panas (warna abu-abu). Digunakan ditempat kerja dimana pencemaran panas dapat membahayakan pekerja
- c. Pelindung muka terhadap pencemaran sinar ultra violet dan infra merah

4. Alat Pelindung Telinga

Alat untuk melindungi telinga terhadap kebisingan, dimana bila alat tersebut tidak digunakan dapat





menurunkan daya pendengaran dan menyebabkan ketulian yang bersifat tetap. Macam dari alat pelindung pendengaran ini adalah:

- a. Ear plug: digunakan didaerah bising dengan tingkat kebisingan sampai 95 B
  - b. Ear muff: digunakan didaerah bising dengan tingkat kebisingan lebih dari 95 dB
5. Alat peindung pernafasan  
Terdapat dua jenis alat pelindung pernafasan (respirator) yaitu:

- a. *Air purifying respirator*
- b. *Air supplying respirator*

alat yang digunakan pada pabrik ini adalah air purifying respirator yang berfungsi untuk melindungi pemakainnya dari debu, gas-gas, uap dan kabut. Alat ini juga dipakai bila toksinitas zat kimia dan kadarnya dalam udara tempat bekerja redah. Alat ini bekerja berdasarakan filtrasi dan adsorbsi.

6. Sarung tangan  
Digunakan untuk melindungi tangan terhadap bahaya fisik, kimia dan listrik.
- a. Sarung tangan listrik  
Dipakai apabila pekerja tengah bekerja dengan benda yang kasar dan tajam.
  - b. Sarung tangan asbes  
Digunakan apabila bekerja dengan benda yang panas
  - c. Sarung tangan katun  
Digunakan apabila bekerja dengan bahan kimia yang berbahaya, korosif dan iritatif.



- d. Sarung tangan listrik  
Digunakan apabila bekerja dengan kemungkinan terkena bahaya listrik
7. Sepatu Pengaman  
Digunakan untuk melindungi kaki terhadap gangguan yang membahayakan para pekerja ditempat kerja. Macam-macam dari sepatu pengaman adalah:
  - a. 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.
  - b. Sepatu karet, digunakan untuk melindungi kaki terhadap bahan kimia yang berbahaya.
  - c. Sepatu listrik, digunakan apabila bekerja dengan kemungkinan terhadap bahaya listrik.
8. Baju pelindung  
Digunakan untuk melindungi seluruh tubuh bagian tubuh terhadap berbagai macam gangguan yang dapat membahayakan pekerja.

#### **7.4 Keselamatan Karyawan di area Pabrik Asam Sulfat**

1. Pada daerah tangki penyimpanan, perpipaan, dan perpompaan, pada kawasan ini pekerja atau karyawan diwajibkan menggunakan:
  - a. Alat pelindung kaki:  
Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda-benda berat, terpercik aliran panas dan terlindung dari kebocoran tangki.



- b. Alat pelindung kepala:  
*safety helmet* yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda-benda keras atau kejatuhan benda-benda keras.
  - c. Alat pelindung mata:  
*Welding mask* atau *welding glasses*, berfungsi untuk melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan, dan melindungi mata jika terjadi kebocoran pada tangki yang akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
  - d. Alat pelindung tangan:  
Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik), serta sarung tangan kulit/ PVC/ berlapis *chrom* (untuk melindungi dari benda-benda tajam / kasar dan benda-benda panas).
  - e. Alat pelindung badan  
*Cattle pack* berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada tangki penampung.
2. Pada daerah *Heat Exchanger* pada kawasan ini pekerja atau karyawan diwajibkan menggunakan:
- a. Alat pelindung mata  
*welding mask* atau *welding glasses*, berfungsi untuk melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan, selain itu untuk pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
  - b. Alat pelindung tangan  
Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari



- bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif) serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis chrom (untuk melindungi dari benda-benda tajam / kasar dan benda-benda bersuhu tinggi).
- c. Alat pelindung kaki  
Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda-benda berat, terpercik aliran panas/ terlalu panasnya pipa HE atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pipa.
  - d. Alat pelindung kepala  
*Safety helmet* yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda-benda keras atau kejatuhan benda-benda keras.
  - e. Alat pelindung telinga  
*Ear plug* (dapat menahan suara sampai 39 dB) dan *ear muff* (sampai 41 dB), atau gaungan keduanya, diberikan kepada karyawan operator peralatan (mesin) terutama yang ber rpm tinggi.
  - f. Alat pelindung badan  
*Cattle pack* berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada sistem perpipaan yang mempunyai suhu lebih besar dari 100 °C terutama pada daerah heater dan reboiler, selain itu untuk melindungi badan dari percikan bahaya yang korosif dan aliran panas.
3. Pada daerah absorber
- Pada daerah ini karyawan diwajibkan memakai:
- a. Alat pelindung mata  
*Welding mask* atau *welding glasses*, berfungsi untuk
-



melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan, selain itu untuk pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.

b. Alat Pelindung tangan

Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif) serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis *chrom* (untuk melindungi dari benda-benda tajam / kasar dan benda-benda bersuhu tinggi).

c. Alat pelindung kaki

Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda-benda berat, terpercik aliran panas/ terlalu panasnya tangki atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pipa.

d. Alat pelindung kepala

*Safety helmet* yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda-benda keras atau kejatuhan benda-benda keras.

e. Alat Pelindung Badan:

*Cattle pack* berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpipaan / reaktor yang mempunyai suhu lebih besar dari 100 °C. selain untuk melindungi badan dari percikan bahan yang korosif dan aliran panas.

### 7. 5 Instalansi Pemadam Kebakaran

Instalansi semacam ini mutlak untuk setiap pabrik karena bahaya mungkin terjadi dimanapun, terutama di tempat-tempat



yang mempunyai instalansi perlistrikan. kebakaran disebabkan karena adanya api kecil, kemudian secara tidak terkontrol menjadi kebakaran yang besar. Untuk meminimalkan kerugian material akibat bahaya kebakaran ini setiap pabrik harus memiliki dua macam instalansi pemadam kebakaran, yaitu:

- a. Instalansi tetap : *hydran, sprinkle, dry chemical power*
- b. Instalansi tidak tetap : *fire extinguisher*

Untuk instalansi pemadam tetap perangkatnya tidak dapat dibawa-bawa, diletakkan ditempat-tempat tertentu yang rawan bahaya kebakaran, misalnya dekat boiler, diruang operasi (operasi unit), atau power station. Sedangkan instalasi pemadam kebakaran tidak tetap perangkatnya dapat dibawa dengan mudah ketempat dimana saja.

Upaya pencegahan dan penanggulangan kebakaran dipabrik ini adalah:

- a. Peralatan seperti boiler atau peralatan lain yang mudah terbakar (meledak) diletakkan dibagian bawah serta dijauhkan dari peralatan lain.
- b. Antara unit satu dengan unit yang lainnya diberi jarak yang cukup, tidak terlalu berdekatan untuk menghambat laju api dan memberi ruang yang cukup bagi usaha pemadaman bila sewaktu-waktu terjadi kebakaran.
- c. Bangunan-bangunan seperti : *workshop* (bengkel perbaikan), laboratorium quality control, serta kantor administrasi diletakkan terpisah dari *operating unit* dan *power station*.
- d. Memberlakukan larangan merokok dilokasi pabrik
- e. Menempatkan instalansi pemadam kebakaran tetap berupa *hydran, dry chemical* dan *foam extinguisher* di tempat-tempat yang rawan bahaya kebakaran serta



memiliki beberapa unit kendaraan pemadam kebakaran beserta anggota yang terlatih dan terampil.

- f. Menyediakan tabung-tabung api disetiap ruangan.

### 7.6 Keselamatan pada Alat-alat Pabrik

- a. Tangki penampung

Tangki penampung harus dilengkapi dengan sistem keamanan yang meliputi pemberian label dan spesifikasi bahannya. serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3

- b. Pada pompa dan sistem perpipaan

Kemungkinan korosi yang terjadi pada pompa dan pipa adalah korosi uniform, korosi *caustic embrittlement*, dan korosi erosi yang disebabkan oleh aliran. Korosi erosi dapat ditemukan pada sistem perpipaan (terutama pada *bend*, *elbow* dan *joint*), serta *valve* pompa, *heat exchangers*. Sedangkan korosi *caustic embrittlement* terjadi jika berada pada tekanan tinggi dan lingkungan kimia yang banyak mengandung basa. Untuk mencegah adanya korosi tersebut, pada pompa digunakan logam yang lebih keras dan tahan terhadap korosi serta pengecekan secara berkala (setiap minggu) oleh petugas K3. Selain itu penempatan perpipaan haruslah aman atai tidak mengganggu jalannya proses serta kegiatan dari para pekerja atau karyawan.

- c. Pada *Heat exchanger*

Pada area *heat exchanger* khususnya *Heater* dilengkapi dengan isolator untuk mencegah terjadinya radiasi panas yang tinggi, sedangkan pada Boiler mempunyai level suara sampai batas 85 dB, serta



pengecekan secara berkala oleh petugas K3.

- d. Pada area pabrik secara umum atau keseluruhan :
  1. Disediakan jalan diantara plant-plant yang berguna untuk kelancaran transportasi para pekerja serta memudahkan pengendalian pada saat keadaan darurat (misal kebakaran).
  2. Disediakan hydrant disetiap *plant* (unit) untuk menanggulangi pencegahan awal pada saat terjadi kebakaran.
  3. Memasang alarm disetiap *plant* (unit) sebagai tanda peringatan awal adanya keadaan darurat. Disediakan pintu dan tagga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi kejadian darurat.





*Halaman Ini Sengaja Dikosongkan*

## **BAB VIII**

### **INSTRUMENTASI**

#### **8.1 Instrumentasi Secara Umum dalam Industri**

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*).

Alasan mengapa dibutuhkan sistem pengendalian proses antara lain :

1. Menjaga keamanan dan keselamatan kerja.
2. Memenuhi spesifikasi produk yang diinginkan.
3. Menjaga operasi peralatan proses agar dapat berfungsi sesuai dengan yang diinginkan dalam desain.
4. Menjaga agar operasi pabrik tetap ekonomis.
5. Memenuhi persyaratan lingkungan.

Parameter-parameter yang dikendalikan :

1. Tekanan (*pressure*) di dalam *vessel* atau pipa.
2. Aliran (*flow*) di dalam pipa.
3. Suhu (*temperature*)
4. Tinggi permukaan zat cair (*level*) di sebuah tangki.
5. pH

Secara garis besar, alat-alat kontrol dapat diklasifikasikan atas :

- a. Penunjuk (*Indicator*)



*Indicator* adalah suatu alat yang (biasanya terletak pada tempat dimana pengukuran untuk proses tersebut dilakukan) memberikan harga dari besaran (variabel) yang diukur. Besaran ini merupakan besaran sesaat.

b. Pengirim (*Transmitter*)

*Transmitter* adalah satu elemen dari sistem pengendalian proses. Untuk mengukur besaran dari suatu proses digunakan alat ukur yang disebut sebagai sensor (bagian yang berhubungan langsung dengan medium yang diukur), dimana *transmitter* kemudian mengubah sinyal yang diterima dari sensor menjadi sinyal *standart*. *Transmitter* adalah alat yang mengukur harga dari suatu besaran seperti suhu, tinggi permukaan, dan mengirim sinyal yang diperolehnya keperalatan lain misal *recorder*, *indicator*, atau *alarm*.

c. Pencatat (*Recorder*)

*Recorder* (biasanya terletak jauh dari tempat dimana besaran proses diukur), bekerja untuk mencatat harga-harga yang diperoleh dari pengukuran secara kontinyu atau secara periodik.

d. Pengatur (*Controller*)

*Controller* adalah suatu alat yang membandingkan harga besaran yang diukur dengan harga sebenarnya yang diinginkan bagi besaran itu dan memberikan sinyal untuk pengkoreksian kesalahan, jika terjadi perbedaan antara harga besaran yang diukur dengan harga besaran yang sebenarnya.

e. Katup pengatur (*Control Valves*)

Sinyal koreksi yang dihasilkan oleh *controller* berfungsi untuk mengoperasikan *control valve* untuk

---



memperbaiki atau meniadakan kesalahan tersebut. Biasanya *controller* ditempatkan jauh dari tempat pengukuran. *Controller* juga dapat berfungsi (dilengkapi) untuk dapat mencatat atau mengukur.

Tipe-tipe alat kontrol, terdiri dari :

1. *Indicator* : sebagai alat penunjuk.
2. *Recorder* : sebagai alat pencatat.
3. *Controller* : sebagai alat pengontrol variabel proses.

Alat-alat kontrol yang banyak digunakan dalam bidang industri adalah :

1. Pengatur Suhu :

a. Temperatur *Indicator* (TI)

Fungsi : untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis temperatur *indicator* antara lain : termometer dan termokopel.

b. Temperatur *Controller* (TC)

Fungsi : untuk mengendalikan atau mengatur temperatur operasi agar sesuai dengan kondisi yang diminta.

c. Temperatur *Indicator Controller* (TIC)

Fungsi : untuk mencatat dan mengendalikan temperatur operasi.

2. Pengatur Tekanan (*Pressure*) :

a. *Pressure Indicator* (PI)

Fungsi : untuk mengetahui tekanan operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis *pressure indicator* antara lain : *pressure gauge*.

b. *Pressure Controller* (PC)

Fungsi : untuk mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

---



- c. *Pressure Indicator Controller (PIC)*  
Fungsi : untuk mencatat dan mengatur tekanan dalam alat secara terus-menerus sesuai dengan kondisi yang diminta.
3. Pengatur Aliran (Flow) :
- a. *Flow Indicator Controller (FIC)*  
Fungsi : untuk menunjukkan dan mengalirkan laju aliran dalam suatu peralatan secara kontinyu.
  - b. *Flow Indicator (FI)*  
Fungsi : untuk menunjukkan laju suatu aliran dalam suatu peralatan.
  - c. *Flow Controller (FC)*  
Fungsi : untuk mengendalikan laju aliran dalam peralatan.
  - d. *Flow Recorder (FR)*  
Fungsi : untuk mencatat debit aliran dalam alat secara terus menerus.
  - e. *Flow Recorder Control (FRC)*  
Fungsi : untuk mencatat dan mengatur debit aliran cairan secara terus-menerus.
4. Pengatur Tinggi Permukaan (*Level*) :
- a. *Level Indicator (LI)*  
Fungsi : untuk menunjukkan tinggi permukaan fluida pada suatu *vessel*.
  - b. *Level Indicator Control (LIC)*  
Fungsi : sebagai alat penunjuk untuk mengetahui ketinggian fluida dan untuk mengendalikan atau mengatur *level* fluida agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan.
- Faktor-faktor yang diperlukan dalam pemilihan instrumentasi adalah :
- a. Sensitivity
-



- b. Readability
- c. Accuracy
- d. Precision
- e. Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan peralatan instrumentasi pada kondisi proses.
- f. Faktor-faktor ekonomi
- g. Bahan konstruksi dan pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi tertentu.

Alat-alat kontrol yang berada di pasaran sangat beragam, untuk itu diperlukan kriteria alat-alat yang akan digunakan pada Pabrik Asam Sulfat ini, yaitu :

- a. Mudah dalam perawatan maupun perbaikan jika terjadi kerusakan.
- b. Suku cadang mudah diperoleh.
- c. Mudah dalam pengoperasiannya.
- d. Harga lebih murah dan kualitas yang cukup memadai.

## 8.2 Sistem Instrumentasi dalam Pabrik Asam Sulfat

Sistem instrumentasi yang dipasang dalam Pabrik Asam Sulfat adalah sebagai berikut :

**Tabel VIII.1** Instrumentasi dalam Pabrik Asam Sulfat

No	Nama Alat	Kode Alat	Instrumentasi
1.	<i>Drying Tower</i>	B-110	<i>Temperature Control</i>
2.	<i>Furnace</i>	Q-120	<i>Temperature Control</i>
3.	<i>Heat Exchanger</i>	E-122	<i>Temperature Control</i>
4.	<i>Converter</i>	R-210	<i>Temperature Control</i>
5.	<i>Absorber</i>	D-310	<i>Temperature Control, Pressure Control</i>



6.	<i>Storage Tank</i>	F-311	<i>Level Indicator</i>
7	<i>Cooler</i>	E-121	<i>Temperature control</i>

## **BAB IX**

### **PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA**

Menurut Undang-undang Republik Indonesia No. 32 Tahun 2009 dijelaskan bahwa, limbah adalah sisa suatu usaha dan/atau kegiatan. Bahan berbahaya dan beracun yang selanjutnya disingkat B3 adalah zat, energi, dan/atau komponen lain yang karena sifat, konsentrasi, dan/atau jumlahnya, baik secara langsung maupun tidak langsung, dapat mencemarkan dan/atau merusak lingkungan hidup, dan/atau membahayakan lingkungan hidup, kesehatan, serta kelangsungan hidup manusia dan makhluk hidup lain. Limbah bahan berbahaya dan beracun, yang selanjutnya disebut Limbah B3, adalah sisa suatu usaha dan/atau kegiatan yang mengandung B3. Pengelolaan limbah B3 adalah kegiatan yang meliputi pengurangan, penyimpanan, pengumpulan, pengangkutan, pemanfaatan, pengolahan, dan/atau penimbunan. Upaya pengelolaan limbah dapat dilakukan dengan melaksanakan konsep 4R, yaitu :

1. *Reduce*, minimalisasi sampah dari sumber.
2. *Reuse*, memanfaatkan kembali limbah.
3. *Recovery*, melakukan upaya untuk perolehan kembali bahan-bahan yang berguna.
4. *Recycle*, melakukan pemrosesan sehingga menghasilkan produk lainnya.

Pengendalian pencemaran akan membawa dampak positif bagi lingkungan karena akan menyebabkan kesehatan masyarakat yang lebih baik, kenyamanan hidup lingkungan sekitar yang lebih tinggi, kerusakan materi yang rendah, dan yang penting adalah kerusakan lingkungan yang rendah. Faktor utama yang harus diperhatikan dalam pengendalian pencemaran ialah karakteristik





dari pencemar dan hal tersebut bergantung pada jenis dan konsentrasi senyawa yang dibebaskan ke lingkungan, kondisi geografis sumber pencemar, dan kondisi meteorologis lingkungan. Pada industri kimia umumnya menghasilkan 3 jenis limbah yaitu limbah padat, limbah cair, dan limbah gas.

Dalam pabrik asam sulfat selama proses produksi banyak menghasilkan limbah, antara lain:

a. Limbah Cair:

Limbah ini berupa liquid dari hasil samping atau sisa asam sulfat pada saat penanganan produk ke dalam kemasan, yaitu dapat berupa drum atau mobil tangki. Serta adanya kebocoran-kebocoran pipa aliran asam sulfat yang mungkin terjadi.

b. Limbah Gas:

Limbah gas yang dihasilkan Pabrik Asam Sulfat yaitu gas yang dikeluarkan dari cerobong asap berupa udara sisa proses produksi. Limbah tersebut berasal dari proses reaksi oksidasi yang terjadi didalam *furnace* dan proses oksidasi pula yang terjadi di dalam *converter*, dimana setelah melalui serangkaian peralatan sampai menuju unit absorbtion akan dihasilkan gas yang sudah mengalami *treatment* dan siap dibuang ke atmosfer.

Dampak yang diperkirakan akan terjadi adalah menurunnya kualitas udara, terutama di dalam lingkungan kerja sekitar pabrik akibat dari kegiatan atau sumber dampak di atas. Agar tidak menimbulkan pencemaran terhadap lingkungan sekitar maka limbah yang dihasilkan dari proses produksi pembuatan asam sulfat ini perlu dilakukan pengolahan yang lebih lanjut.

Proses pengolahan limbah tersebut di atas adalah sebagai berikut:



### 1. Limbah Gas

Limbah Gas yang dihasilkan dari proses produksi asam sulfat adalah gas  $\text{SO}_2$ ,  $\text{SO}_3$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{CO}_2$  dan  $\text{O}_2$ . Gas  $\text{SO}_2$  sangat berbahaya bagi makhluk hidup karena berperan penting pada akumulasi zat-zat asam di udara yang menyebabkan terjadinya hujan asam. Dalam konsentrasi tertentu gas  $\text{SO}_2$  dapat mengakibatkan penyakit paru-paru dan kesulitan bernafas terutama bagi penderita asma, *bronchitis*, dan penyakit pernafasan lainnya. Gas-gas tersebut agar tidak berbahaya saat dibuang ke lingkungan maka dilakukan pembakaran secara sempurna di incenerator dengan menambahkan bahan bakar.



*Halaman Ini Sengaja Dikosongkan*

## **BAB X**

### **KESIMPULAN**

Dari uraian proses pabrik asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) dari gas  $\text{H}_2\text{S}$  dengan proses kontak *double absorber* ini dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

#### **1. Rencana Operasi**

Pabrik asam sulfat ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 300 hari operasi/tahun dan 24 jam/hari

#### **2. Kapasitas**

Kapasitas pabrik asam sulfat ini adalah 6900 ton/tahun = 958,33 kg/hari

#### **3. Proses**

Proses yang digunakan adalah Proses Kontak Double Absorber

#### **4. Utilitas**

- Total air pendingin yang dibutuhkan adalah 126414,97 kg/hari
- Total air umpan boiler yang dibutuhkan adalah 14015517,2 kg/hari
- Total keseluruhan kebutuhan air adalah 14141932,17 kg/hari

#### **5. Limbah**

Limbah gas yaitu berupa gas buang yang berasal dari absorber II. Dan kandungan gas buang tersebut antara lain:  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{SO}_2$ , dan  $\text{SO}_3$ .

## DAFTAR NOTASI

No	Notasi	Keterangan	Satuan
1	$\rho$	<i>Density</i>	Lb/ft <sup>2</sup>
2	$\mu$	<i>Viscosity</i>	Cp
3	M	Massa	Kg
4	n	Mol	Mol
5	BM	Berat Molekul	g/Kmol
6	cp	<i>Heat Capacity</i>	Kcal/kg°C
7	$\eta$	Efisiensi	%
8	D	Diameter	in
9	H	Tinggi	in
10	P	Tekanan	Atm/psia
11	r	Jari-jari	in
12	C	Faktor Korosi	
13	E	Efisiensi sambungan	
14	th	Tebal tutup	in
15	$\Sigma F$	Total Friksi	J/Kg

<b>No</b>	<b>Notasi</b>	<b>Keterangan</b>	<b>Satuan</b>
16	hc	<i>Sudden contraction</i>	J/kg
17	Ff	<i>Friction loss</i>	J/kg
18	hex	<i>Sudden expansion</i>	J/Kg
19	g	Gravitasi	J/Kg
20	A	<i>Heat transfer surface</i>	Ft <sup>2</sup>
21	B	<i>Baffle spacing</i>	in
22	Ds	<i>Inside diameter on shell</i>	ft
23	a''	<i>External surface</i>	ft
24	A	<i>Flow area</i>	Ft <sup>2</sup>
25	D	<i>Inside diameter of tube</i>	in
26	C'	Jarak antar tube	in
27	G	<i>Mass Velocity</i>	Lb/(hr)(ft <sup>2</sup> )
28	Hi, Ho	<i>Heat transfer coefficient for inside and outside fluid</i>	Btu/(hr)(ft <sup>2</sup> )(F)
29	Ft	Perbedaan suhu	F <sup>o</sup> C

<b>No</b>	<b>Notasi</b>	<b>Keterangan</b>	<b>Satuan</b>
30	$f$	<i>Friction Factor</i>	$\text{Ft}^2\text{in}^2$
31	$jH$	<i>Factor for heat transfer</i>	-
32	$K$	<i>Thermal conductivity</i>	$\text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(\text{oF}/\text{ft})$
33	LMTD	<i>Log mean temperature difference</i>	$^{\circ}\text{F}$
34	$N_t$	<i>Number of Tube</i>	
35	$P_t$	<i>Tube pitch</i>	in
36	$R_d$	<i>Dirt factor</i>	$(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F})/\text{Btu}$
37	$\Delta P_t,$ $\Delta P_r$	<i>Tube and return pressure drop</i>	psi
38	$s$	<i>Specific gravity</i>	
39	$U, U_c,$ $U_d$	<i>Overall coefficient of heat transfer, clean coefficient, design coefficient</i>	$\text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F})$
40	$V$	<i>Velocity</i>	Fps
41	$\Phi$	<i>Viscosity ratio</i>	$\mu/\mu_w$

No	Notasi	Keterangan	Satuan
42	s	shell	-
43	t	tube	-
44	hp	Power yang dibutuhkan	hp
45	$-r_a$	Laju pengurangan A	-
46	$X_A$	Fraction of A converted	-
47	W	Mass solid in the reactor	Kg
48	$N_A$	Moles of component A	



## DAFTAR PUSTAKA

- AG, S. (2015). *Process Analytics in Claus Plants "Gas Chromatographs and gas analyzer monitor sulfur recovering plant*. Germany: Karlsruhe.
- Austin, G. T. (1984). *Shreve's Chemical Process Industries*. Caledonia: University Graphics Inc.
- Broownell, L. E. (1959). *Process Equipment Design*. United States of America: John Wiley.
- Diakses tanggal 4 Desember 2017 <https://www.bps.go.id/>
- Fenderson, B. G. (1996). *Fundamentals of Sulfur Recovery by the Claus Process*. Texas: Air Product Company.
- Geankoplis, C.J., 2003, *Transport Processes and Unit Operations*, 4<sup>nd</sup> ed., Prentice-Hall International, Tokyo
- Goodhead T.o, A. M. (2014). Design of Isothermal Plug Flow Reactor Adsorption Tower for Sulphur Trioxide Hydration using Vanadium Catalst. *International Jurnal of Innovative Science and Modern Engineering*, 9-16.
- Kirk, K. E. and Othmer, D. F., 1981, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3 edition, Volume 9, The Interscience Encyclopedia, John Willey and Sons, Inc, New York.
- Kohl, R. N. (1997). *Gas Purification*. Texas: Gulf Publishing Company.
- Lab, S. (2011). *Vanadium Pentoxide MSDS*. Texas: International Sales.
- Lab, S. (2011). *Sulfuric Acid MSDS*. Texas: International sales.

- Mc. Ketta, John, 1983, “*Encyclopedia Chemical Process and Design*”, Marchell Dekker Inc., New York
- Moats, M. (2006). *Sulfuric Acid Manufacture*. Poland: British Library .
- Perry, R.H. and Green, D.W. 1999. *Perry’s Chemical Engineer’s Handbook*. 7th edition. McGraw Hill Book Company. Singapore
- Popa, N. V. (2004). Modified Claus Process Applied to Natural Gas For Sulfur Recovery. -, 1024-1029.
- Timmerhaus, K.D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Colorado:McGraw-Hill
- Tri, B. R. (2016). Analisis Risiko Kesehatan Lingkungan Pajanan Gas Hidrogen Sulfida (H<sub>2</sub>S) pada pemulung Akibat Timbulan Sampah di TPA Jatibarang Kota. *Kesehatan Masyarakat*, 692-701.
- Ullmann's. (1998). *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Germany: Wiley-VCH.
- Ulrich, G. D. (1984). *A guide to chemical engineering process design and economics*. Canada: University of new hampshire.

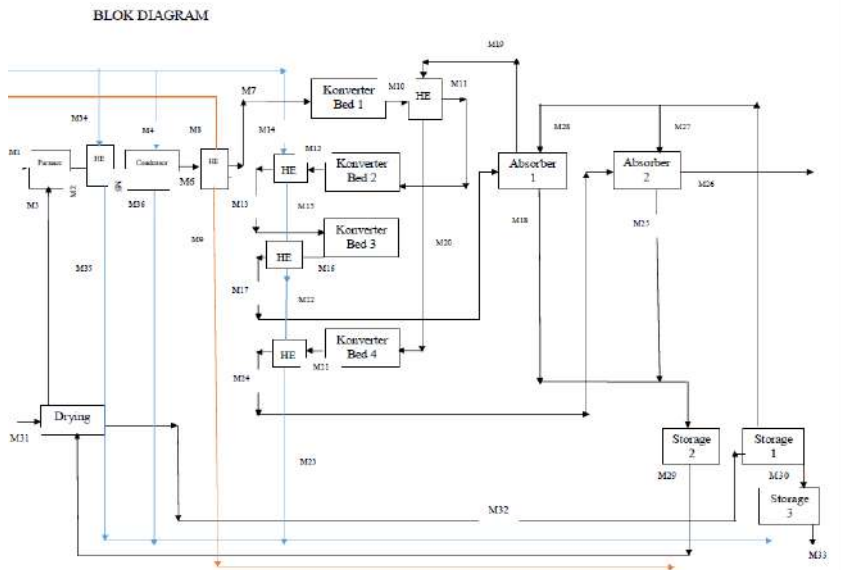
## APPENDIKS A NERACA MASSA

Kapasitas produk = 6900 ton/tahun  
 1 tahun beroperasi = 300 Hari  
 = 23000 kg/hari  
 = 958,33 kg/jam

Perhitungan bahan baku:

Dengan menggunakan basis 1000kg dihasilkan produk sebesar 958,33 kg/jam, maka untuk menghasilkan produk sebesar 958,33 kg/jam dibutuhkan bahan baku sebesar: 3654,63

### Diagram Alir



**Perhitungan Neraca Massa**

**Tabel A.1** Komposisi Bahan Baku

Komposisi	% mol	BM	lbmol	lb	% Berat
H <sub>2</sub> S	25	34	25	850	20,48
CO <sub>2</sub>	75	44	75	3300	79,52
				4150	100,00

**Tabel A.2** Komponen Hydrogen Sulfida

Komponen	Persen (%)	Bahan Baku (Kg)	Massa (Kg)
H <sub>2</sub> S	20,48	3654,63	748,54
CO <sub>2</sub>	79,52	3654,63	2906,09

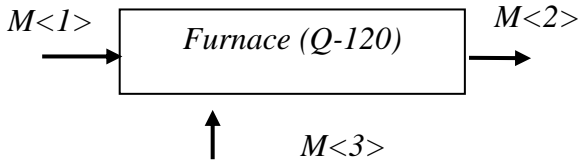
**Dasar Perhitungan**

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{S} &= \frac{\% \text{Berat} \times \text{Bahan baku}}{100} \\ \text{Massa H}_2\text{S} &= \frac{20,48 \times 3654,63}{100} \\ &= 748,5386747 \\ \text{Massa CO}_2 &= \frac{\% \text{Berat} \times \text{Bahan baku}}{100} \\ \text{Massa CO}_2 &= \frac{79,52 \times 3654,63}{100} \\ &= 2906,09 \end{aligned}$$

**Perhitungan Neraca Massa**

**1. Furnace (Q-120)**

Fungsi : Membakar H<sub>2</sub>S menjadi SO<sub>2</sub> dengan bantuan udara



**Neraca Massa Total**

Massa masuk = Massa keluar

$$M_1 + M_3 = M_2$$

Pada Reaksi Furnace, 2/3 H<sub>2</sub>S yang tidak terbakar direaksikan dengan SO<sub>2</sub> yang terbentuk untuk membentuk sulfur, Sehingga didapatkan mol H<sub>2</sub>S sisa sebesar :

$$\text{H}_2\text{S sisa} = 2/3 \times \text{mol H}_2\text{S mula-mula}$$

$$= 14,68$$

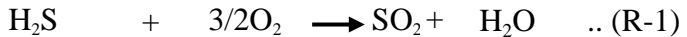
$$\text{H}_2\text{S reaksi} = \text{H}_2\text{S mula-mula} - \text{H}_2\text{S sisa}$$

$$= 7,34$$

$$\text{Mol O}_2 \text{ mula2} = \text{Udara excess 100\%} \times 3/2 \times \text{mol H}_2\text{S reaksi}$$

$$= 2 \times \frac{3}{2} \times 7,34$$

$$= 22,02$$



	mula-mula:	22,02	22,02		
--	------------	-------	-------	--	--

	Reaksi:	7,34	11,01	7,34	7,34
--	---------	------	-------	------	------

	Sisa:	14,68	11,01	7,34	7,34
--	-------	-------	-------	------	------

Dengan menggunakan excess udara 100% untuk mereaksikan H<sub>2</sub>S sebesar 7,34 maka dibutuhkan mol O<sub>2</sub> sebesar 11,01

$$\text{Massa O}_2 = 2 \times \text{mol reaksi O}_2 \times \text{BM}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa O}_2 &= 2 \times 11,01 \times 32 \\ &= 704,51 \end{aligned}$$

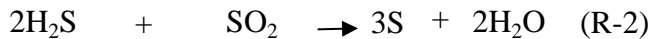
Udara bebas mengandung N<sub>2</sub> sebesar 79 dan O<sub>2</sub> sebesar 21

$$\begin{aligned} \text{Massa N}_2 &= (79/21) \times \text{massa O}_2 \\ &= (79/21) \times 704,51 \\ &= 2650,29 \end{aligned}$$

Konversi H<sub>2</sub>S menjadi S pada suhu 982 °C sebesar 70%, Pada reaksi kedua (Fenderson, 1902)

$$\begin{aligned} \text{Mol S reaksi} &= 3/2 \times \text{mol H}_2\text{S mula-mula} \times \text{konversi H}_2\text{S} \\ &= 3/2 \times 14,68 \times 0,7 \\ &= 15,41 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol SO}_2 \text{ reaksi} &= 1/2 \times \text{mol H}_2\text{S reaksi} \times \text{konversi H}_2\text{S} \\ &= 1/2 \times 10,27 \times 0,7 \\ &= 3,60 \end{aligned}$$



Mula-mula :	14,68	7,34		
Reaksi :	10,27	3,60	15,41	10,27
Sisa :	4,40	3,74	15,41	10,27

Referensi : (fenderson, 1902)

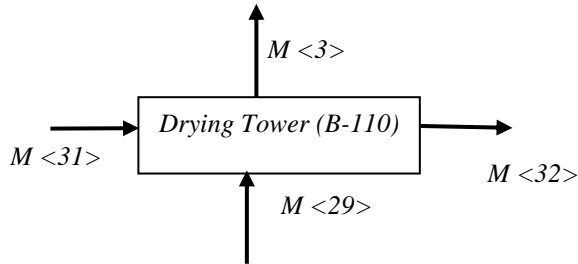
**Tabel 3.3** Neraca Masa Komponen di Furnace

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <1>	Komponen	Massa	Aliran <2>	Komponen	Massa (Kg)
	H <sub>2</sub> S	748,5		H <sub>2</sub> S	499,03
	CO <sub>2</sub>	2906,1		SO <sub>2</sub>	469,67
	Total	3654,6		O <sub>2</sub>	2906,1

<b>Aliran</b> <3>			N <sub>2</sub>	2650,3
	O <sub>2</sub>	704,51	O <sub>2</sub>	352,3
	N <sub>2</sub>	2650,3	H <sub>2</sub> O	132,10
	Total	3354,8		
	<b>Total</b>	<b>7009</b>	<b>Total</b>	<b>7009</b>

## 2. Drying Tower (B-110)

Fungsi : Untuk menghilangkan kandungan H<sub>2</sub>O yang ada di udara bebas



### Neraca Massa Total Drying Tower :

$$\begin{aligned} \text{Masuk} &= \text{Keluar} \\ M_{25} + M_{24} &= M_3 + M_{26} \end{aligned}$$

Keterangan :

- M<sub>3</sub> = Massa Udara kering (kg)
- M<sub>26</sub> = Massa H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> menuju tangki 1 (kg)
- M<sub>25</sub> = Massa Udara (kg)
- M<sub>24</sub> = Massa H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dari tangki 2 (kg)

untuk membakar dibutuhkan udara 100% excess

**Perhitungan Massa Udara**

untuk mereaksikan H<sub>2</sub>S sebesar 4,59 maka dibutuhkan mol O<sub>2</sub> sebesar 6,8

$$\begin{aligned} \text{Massa O}_2 &= 2 \times \text{mol reaksi H}_2\text{S} \times \text{BM} \\ \text{Massa O}_2 &= 2 \quad \times \quad 11,01 \quad \times \quad 34 \\ &= 748,54 \end{aligned}$$

Udara bebas mengandung N<sub>2</sub> sebesar 79 dan O<sub>2</sub> sebesar 21

$$\begin{aligned} \text{Massa N}_2 &= (79/21) \times \text{massa O}_2 \\ &= (79/21) \quad \times \quad 748,54 \\ &= 2815,93 \end{aligned}$$

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <25>	Komponen	Massa	Aliran <3>	Komponen	Massa (Kg)
	O <sub>2</sub>	469,67		O <sub>2</sub>	469,67
	N <sub>2</sub>	1766,9		N <sub>2</sub>	1766,86
	H <sub>2</sub> O	12,30		Total	2236,530
	Total	2248,8			
<b>Aliran &lt;24&gt;</b>			<b>Aliran &lt;26&gt;</b>		
	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	719,06		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	719,06
	H <sub>2</sub> O	239,27		H <sub>2</sub> O	251,58
	Total	958,33		Total	970,63
	<b>Total</b>	<b>3207</b>		<b>Total</b>	<b>3207</b>

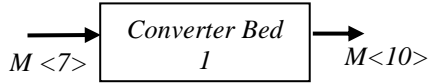
**4. Converter Bed 1 (R-210)**

**Converter Bed 1**

Fungsi : Konversi SO<sub>2</sub> menjadi SO<sub>3</sub> (60%)

referensi : petrokimia





**Neraca Massa Total Converter Bed 1 :**

Masuk = Keluar  
 $M_7 = M_{10}$

**Data Perhitungan**

Komponen Gas masuk Converter Bed 1

Komponen	Total (Kg)	mol
H <sub>2</sub> S	499,03	14,677
SO <sub>2</sub>	469,67	7,3386
CO <sub>2</sub>	2906,09	66,05
O <sub>2</sub>	352,25	11,01
N <sub>2</sub>	2650,29	94,65
<b>Total</b>	<b>6877,33</b>	<b>193,72</b>

X = 60

Reaksi Di Converter Bed 1

	SO <sub>2</sub>	+	1/2O <sub>2</sub>	→	SO <sub>3</sub>	.....(R-4)
Mula-mula	7,34		11,01		0	
Reaksi	4,40		2,20		4,40	
Sisa	2,94		8,81		4,40	

Referen (*Sulfuric Acid manufacture, 2013*)

**Massa Konversi SO<sub>2</sub> sisa**

SO<sub>2</sub> sisa = SO<sub>2</sub> awal - SO<sub>2</sub> Reaksi  
 = 7,34 - 4,40  
 = 2,94

Massa SO<sub>2</sub> = SO<sub>2</sub> (sisa reaksi) x berat molekul  
 = 2,94 x 64

$$= 187,87$$

**massa konversi SO<sub>2</sub> menjadi SO<sub>3</sub>**

Massa SO<sub>3</sub> = SO<sub>2</sub> (sisa reaksi) x berat molekul

$$= 4,40 \quad \times \quad 80$$

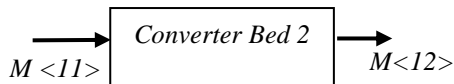
$$= 352,25$$

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <7>	Komponen	Massa (Kg)	Aliran <8>	Komponen	Massa (Kg)
	H <sub>2</sub> S	499,03		H <sub>2</sub> S	499,03
	SO <sub>2</sub>	469,67		SO <sub>2</sub>	187,87
	CO <sub>2</sub>	2906,1		CO <sub>2</sub>	2906,1
	O <sub>2</sub>	352,25		SO <sub>3</sub>	352,25
	N <sub>2</sub>	2650,3		O <sub>2</sub>	281,80
				N <sub>2</sub>	2650,3
	<b>Total</b>	<b>6877</b>		<b>Total</b>	<b>6877</b>

**5. Converter Bed 2**

Fungsi : Konversi SO<sub>2</sub> menjadi SO<sub>3</sub> (87%)

referensi : petrokimia



**Neraca Massa Total Converter Bed 2 :**

$$\text{Masuk} = \text{Keluar}$$

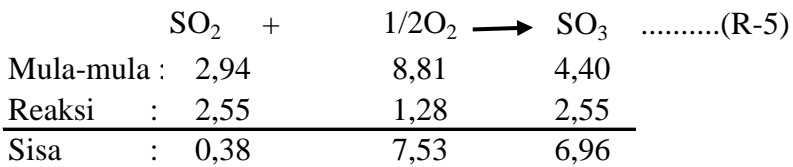
$$M_{11} = M_{12}$$

Komponen gas Masuk Converter Bed 2

Komponen	Massa (Kg)	Mol
H <sub>2</sub> S	499,03	14,68
CO <sub>2</sub>	2906,09	66,05
SO <sub>2</sub>	187,87	2,94
SO <sub>3</sub>	352,25	4,40
N <sub>2</sub>	2650,29	94,65
O <sub>2</sub>	281,80	8,81
<b>Total</b>	<b>6877,33</b>	<b>191,5</b>

$X = 0,87$

Reaksi Di Converter Bed 2



Referensi : (*Sulfuric Acid manufacture, 2013*)

**Massa Konversi SO<sub>2</sub> sisa**

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 \text{ sisa} &= \text{SO}_2 \text{ awal} - \text{SO}_2 \text{ Reaksi} \\ &= 2,94 - 2,55 \\ &= 0,38 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa SO}_2 &= \text{SO}_2 \text{ (sisa reaksi)} \times \text{berat molekul} \\ &= 0,38 \times 64 \\ &= 24,42 \end{aligned}$$

**Massa Konversi SO<sub>2</sub> menjadi SO<sub>3</sub>**

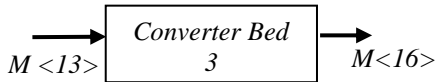
$$\begin{aligned} \text{Massa SO}_3 &= \text{SO}_3 \text{ (sisa reaksi)} \times \text{berat molekul} \\ &= 6,96 \times 80 \\ &= 556,56 \end{aligned}$$

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <9>	Komponen	Massa (Kg)	Aliran <11>	Komponen	Massa (Kg)
	H <sub>2</sub> S	499,03		H <sub>2</sub> S	499,03
	CO <sub>2</sub>	2906,1		CO <sub>2</sub>	2906,09
	SO <sub>2</sub>	187,87		SO <sub>2</sub>	24,42
	SO <sub>3</sub>	352,25		SO <sub>3</sub>	556,56
	N <sub>2</sub>	2650,3		N <sub>2</sub>	2650,29
	O <sub>2</sub>	281,80		O <sub>2</sub>	240,941
	<b>Total</b>	<b>6877</b>		<b>Total</b>	<b>6877</b>

### 6. Converter Bed 3

Fungsi : Konversi SO<sub>2</sub> menjadi SO<sub>3</sub> (94%)

referensi : petrokimia



### Neraca Massa Total Converter Bed 3 :

Masuk = Keluar

M<sub>13</sub> = M<sub>16</sub>

Gas Masuk Converter Bed 3

Komponen	Massa (Kg)	Mol
H <sub>2</sub> S	499,03	14,68
CO <sub>2</sub>	2906,09	66,05
SO <sub>2</sub>	24,42	0,38
SO <sub>3</sub>	556,56	6,96
N <sub>2</sub>	2650,29	0,00
O <sub>2</sub>	240,94	7,53
<b>Total</b>	<b>6877,33</b>	<b>95,59</b>

Reaksi Di Converter Bed 3

$\text{SO}_2$	+	$1/2\text{O}_2$	$\longrightarrow$	$\text{SO}_3$	..... (R-6)
Mula-mula :		0,38		7,53	6,96
Reaksi :		0,36		0,18	0,36
Sisa :		0,02		7,35	7,32

Referensi: (Sulfuric Acid manufacture, 2013)

**Massa Konversi  $\text{SO}_2$  sisa**

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 \text{ sisa} &= \text{SO}_2 \text{ awal} - \text{SO}_2 \text{ Reaksi} \\ &= 0,38 - 0,36 \\ &= 0,02 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa SO}_2 &= \text{SO}_2 \text{ (sisa reaksi)} \times \text{berat molekul} \\ &= 0,02 \times 64 \\ &= 1,47 \end{aligned}$$

**Massa Konversi  $\text{SO}_2$  menjadi  $\text{SO}_3$**

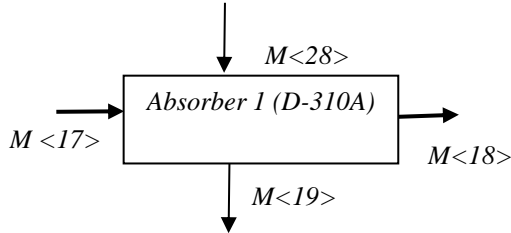
$$\begin{aligned} \text{Massa SO}_3 &= \text{SO}_3 \text{ (sisa reaksi)} \times \text{berat molekul} \\ &= 7,32 \times 80 \\ &= 585,26 \end{aligned}$$

Neraca Masa Komponen converter Bed 3

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <12>	Komponen	Massa (Kg)	Aliran <16>	Komponen	Massa (Kg)
	H <sub>2</sub> S	499,03		H <sub>2</sub> S	499,03
	CO <sub>2</sub>	2906,1		CO <sub>2</sub>	2906,09
	SO <sub>2</sub>	24,42		SO <sub>2</sub>	1,47
	SO <sub>3</sub>	556,56		SO <sub>3</sub>	585,26
	N <sub>2</sub>	2650,3		N <sub>2</sub>	2650,29
	O <sub>2</sub>	240,94		O <sub>2</sub>	235,20
	<b>Total</b>	<b>6877</b>		<b>Total</b>	<b>6877</b>

**7. Absorber 1 (D-310A)**

Fungsi : Mengabsorbsi SO<sub>3</sub> dengan menggunakan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>



**Neraca Massa Total Absorber 1 :**

$$\begin{aligned} \text{Masuk} &= \text{Keluar} \\ M_{17} + M_{28} &= M_{18} + M_{19} \end{aligned}$$

**Reaksi Di Absorber 1**

$\text{SO}_3$	+	$\text{H}_2\text{O}$	$\longrightarrow$	$\text{H}_2\text{SO}_4$	..... (R-7)
Mula-mula: 7,32		13,75			
Reaksi : 6,88		6,88		6,88	
Sisa : 0,44		6,88		6,88	

Referensi: (Sulfuric Acid manufacture, 2013)

mol SO<sub>3</sub> bereaksi = % konversi x mol SO<sub>3</sub> mula-mula

mol SO<sub>3</sub> bereaksi = 0,94 x 7,32

mol SO<sub>3</sub> bereaksi = 6,88

mol H<sub>2</sub>O = 2 x mol SO<sub>3</sub> reaksi

mol H<sub>2</sub>O = 2 x 6,88

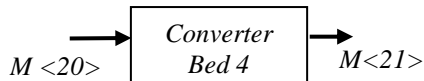
= 13,75

Dengan menggunakan excess udara 100%. untuk mereaksikan SO<sub>3</sub> sebesar 4,3, dibutuhkan mol H<sub>2</sub>O sebesar 8,6

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <15>	Komponen	Massa	Aliran <10>	Komponen	Massa
	H <sub>2</sub> S	499,03		H <sub>2</sub> S	499,0
	CO <sub>2</sub>	2906,1		CO <sub>2</sub>	2906,1
	SO <sub>2</sub>	1,5		SO <sub>2</sub>	1,5
	SO <sub>3</sub>	585,3		SO <sub>3</sub>	35,1
	N <sub>2</sub>	2650,3		N <sub>2</sub>	2650,3
	O <sub>2</sub>	235,2		O <sub>2</sub>	235,2
	H <sub>2</sub> O	247,6		H <sub>2</sub> O	123,8
	Total	7124,9		Total	6451,0
<b>Aliran &lt;28&gt;</b>			<b>Aliran &lt;17&gt;</b>		
	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> recyl	359,5		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	673,9
	H <sub>2</sub> O recycle	125,8		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> recycle	359,5
	Total	485,3		H <sub>2</sub> O recycle	125,8
	<b>Total</b>	<b>7610</b>		<b>Total</b>	<b>1159,2</b>
				<b>Total</b>	<b>7610</b>

### 8. Converter Bed 4

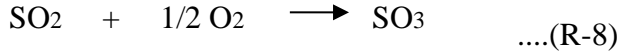
Fungsi : Konversi SO<sub>2</sub> menjadi SO<sub>3</sub>



#### Neraca Massa Total Converter Bed 4 :

$$\begin{aligned} \text{Masuk} &= \text{Keluar} \\ M_{20} &= M_{21} \end{aligned}$$

Reaksi di Converter Bed 4



Mula-mula :	0,02	7,35	0,44
Reaksi :	0,02	0,01	0,02
Sisa :	0,00	7,34	0,46

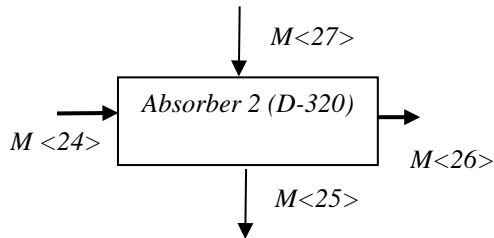
(Sulfuric Acid manufacture, 2013)

$$\begin{aligned} \text{mol SO}_2 \text{ bereaksi} &= \% \text{ konversi} \times \text{mol SO}_2 \text{ mula-mula} \\ &= 0,9973 \times 0,02 \\ &= 0,02 \end{aligned}$$

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <18>	Komponen	Massa (Kg)	Aliran <21>	Komponen	Massa (Kg)
	H <sub>2</sub> S	499,03		H <sub>2</sub> S	499,03
	CO <sub>2</sub>	2906,1		CO <sub>2</sub>	2906,1
	SO <sub>2</sub>	1,47		SO <sub>2</sub>	0,00
	SO <sub>3</sub>	35,12		SO <sub>3</sub>	36,94
	N <sub>2</sub>	2650,3		N <sub>2</sub>	2650,3
	O <sub>2</sub>	235,20		O <sub>2</sub>	234,84
	<b>Total</b>	<b>6327</b>		<b>Total</b>	<b>6327</b>

### 9. Absorber 2 (D-310B)

Fungsi : Mengabsorb SO<sub>3</sub> menjadi H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

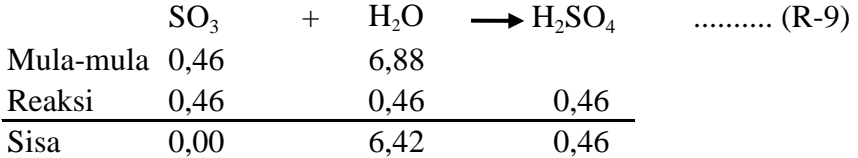




**Neraca Massa Total Absorber 2 :**

$$\begin{aligned} \text{Masuk} &= \text{Keluar} \\ M_{24} + M_{27} &= M_{25} + M_{26} \end{aligned}$$

Reaksi Di Absorber 2



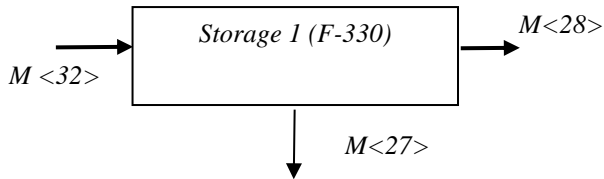
Referensi: (Sulfuric Acid manufacture, 2013)

$$\begin{aligned} \text{mol SO}_3 \text{ bereaksi} &= \% \text{ konversi} \times \text{mol SO}_3 \text{ mula-mula} \\ &= 100\% \quad \times \quad 0,46 \\ &= 0,46 \end{aligned}$$

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <20>	Komponen	Massa	Aliran <22>	Komponen	Massa (Kg)
	H <sub>2</sub> S	499,0		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	45,13
	CO <sub>2</sub>	2906,1		H <sub>2</sub> O	115,49
	SO <sub>2</sub>	0,0		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> recycl	359,53
	SO <sub>3</sub>	36,9		H <sub>2</sub>	125,79
	N <sub>2</sub>	2650,3		Total	645,94
	O <sub>2</sub>	234,8	<b>Aliran &lt;23&gt;</b>		
	H <sub>2</sub> O	123,8		H <sub>2</sub> S	499,03
	Total	6451,0		CO <sub>2</sub>	2906,09
<b>Aliran &lt;27&gt;</b>				SO <sub>2</sub>	0,00
	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> recycl	359,53		SO <sub>3</sub>	0,10
	H <sub>2</sub> O recycle tal	125,79		N <sub>2</sub>	2650,29
		485,32		O <sub>2</sub>	234,84
	<b>Total</b>	<b>6936</b>		<b>Total</b>	<b>6936</b>

**10. Storage 1 (F-330)**

Fungsi : Menyimpan Asam Sulfat



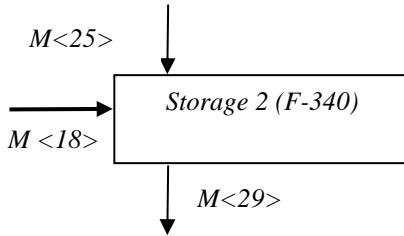
**Neraca Massa Total Storage 1 :**

$$\begin{aligned} \text{Masuk} &= \text{Keluar} \\ M_{32} &= M_{27} + M_{28} \end{aligned}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar			
Aliran <26>	Komponen	Massa	Aliran <27>	Komponen	Massa (Kg)
	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	719,06		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	359,53
	H <sub>2</sub> O stg 2	239,27		H <sub>2</sub> O	125,79
	H <sub>2</sub> O drying	12,30		Total	485,32
	Total	970,63	<b>Aliran &lt;28&gt;</b>		
				H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	359,53
				H <sub>2</sub>	125,79
				Total	485,32
	<b>Total</b>	<b>970,6</b>		<b>Total</b>	<b>970,6</b>

**10. Storage 2 (F-340)**

Fungsi = Menyimpan Asam Sulfat



**Neraca Massa Total Absorber 2 :**

$$\begin{aligned} \text{Masuk} &= \text{Keluar} \\ M_{25} + M_{18} &= M_{29} \end{aligned}$$

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <17>	Komponen	Massa	Aliran <24>	Komponen	Massa (Kg)
	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	673,92		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	719,06
	H <sub>2</sub> O	123,78		H <sub>2</sub> O tot	239,27
	Total	798			
Aliran <22>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	45,13			
	H <sub>2</sub> O	115,49			
		160,62			
	<b>Total</b>	<b>958,3</b>		<b>Total</b>	<b>958,3</b>

**APPENDIKS B**  
**PERHITUNGAN NERACA PANAS**

Kapasitas	=	6900		Ton/Tahun	
Waktu Operasi	=	300		Hari/Tahun	
Satuan	=	Kg			
Basis Waktu	=	1 Jam			
Suhu Reference	=	25	°C	=	298,2 K

Persamaan panas untuk kondisi aliran steady ;  $Q = \Delta H$

$$\Delta H = n \cdot C_p \cdot \Delta T = n \cdot \int T \cdot C_p \cdot dT$$

Dimana :		$\Delta H$	=	enthalpy bahan (kkal)
		$n$	=	mol bahan (kmol)
		$C_p$	=	specific heat (kkal/kmol.K)
		$T_{ref}$	=	suhu reference (Kelvin)
		$T$	=	suhu bahan (Kelvin)

$C_p$	=	$A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3$
Dimana :		
$C_p$	=	Specific Heat (kkal/kmol.K)
$A, B, C, D$	=	Konstanta Specific Heat
$T$	=	Suhu Bahan (Kelvin)

$$H = \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= \int_{T_{ref}}^T (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= A (T-T_{ref}) + B/2 (T^2-T_{ref}^2) + C/3 (T^3-T_{ref}^3) + D/4 (T^4-T_{ref}^4)$$

$$= \frac{\text{Kkal}}{\text{Kmol.K}} \times K = \text{Kkal} / \text{kmol}$$

**Tabel B.1** Persamaan Heat Capacity Komponen

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> S	33,51	0,01547	0,000003012	-3,3E-09
Imp. (CO <sub>2</sub> )	36,11	0,04233	-0,00002887	7,46E-09
O <sub>2</sub>	29,1	0,01158	-6,076E-06	1,31E-09
N <sub>2</sub>	29	0,002199	0,000005723	-2,9E-09
SO <sub>2</sub>	38,91	0,03904	-0,00003104	8,61E-09
SO <sub>3</sub>	48,5	0,09188	-0,0000854	3,24E-08
H <sub>2</sub> O	33,46	0,00688	0,000007604	-3,6E-09
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	139,1	15,59		

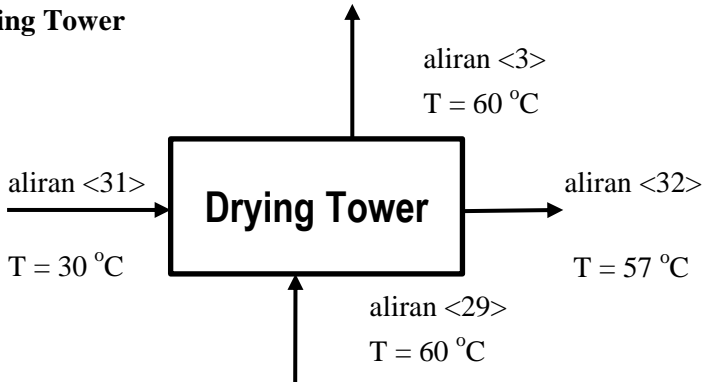
(Himmelblau, 1989)

**Tabel B.2** Heat of Formation

Komponen	Fase	Hf (kkal/mol)	Hf (kkal/Kmol)
H <sub>2</sub> S	g	-4,77	-4770
Imp. (CO <sub>2</sub> )	g	-94,052	-94052
O <sub>2</sub>	g	33,88	33880
SO <sub>2</sub>	g	-70,94	-70940
SO <sub>3</sub>	g	-94,39	-94390
H <sub>2</sub> O	g	-57,7979	-57797,9
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	l	-193,69	-193690
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	aq	-212,03	-212030

(Perry, 1997)

1. Drying Tower



Panas bahan masuk

Taliran <31> = 30 °C = 267,15 K

Taliran <29> = 60 °C = 333,15 K

**Tabel B. 3** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran <31>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;31&gt;</b>			
O <sub>2</sub>	14,68	-989,42	-14521,99
N <sub>2</sub>	63,10	-930,44	-58712,72
H <sub>2</sub> O	0,68	-1113,87	-761,20
<b>Total</b>	<b>78,46</b>		<b>-73995,92</b>

**Tabel B. 4** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran <29>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;29&gt;</b>			
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	7,34	177102,92	1299458,31
H <sub>2</sub> O	13,29	1269,69	16877,95205
<b>Total</b>	<b>20,63</b>		<b>1316336,26</b>

Panas bahan keluar

$$\text{Taliran } \langle 3 \rangle = 60 \quad ^\circ\text{C} = 297,15 \text{ K}$$

$$\text{Taliran } \langle 32 \rangle = 57 \quad ^\circ\text{C} = 330,15 \text{ K}$$

**Tabel B. 5** Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran  $\langle 3 \rangle$

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran <math>\langle 3 \rangle</math></b>			
O <sub>2</sub>	14,68	-32,04	-470,30
N <sub>2</sub>	63,10	-30,09	-1898,48
<b>Total</b>	<b>77,78</b>		<b>-2368,78</b>

**Tabel B. 6** Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran  $\langle 32 \rangle$

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran <math>\langle 32 \rangle</math></b>			
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	7,34	161174,35	1182585,51
H <sub>2</sub> O	13,98	1160,34	16217,43843
<b>Total</b>	<b>21,31</b>		<b>1198802,95</b>

Sehingga,

$$\sum \text{Panas masuk} = \sum \text{Panas keluar}$$

$$H_{29} + H_{31} = H_3 + H_{32}$$

$$1242340,34 = 1196434,17$$

$$\sum \text{Panas keluar} - \sum \text{Panas masuk} = 0$$

$$1196434,17 - 1242340,34 = -45906,17$$

Karena  $\sum \text{Panas keluar} - \sum \text{Panas masuk}$  tidak sama dengan 0 dan bernilai negatif maka reaksi yang terjadi adalah reaksi eksoterm

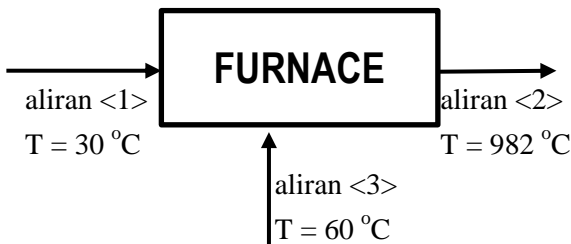
**Neraca panas total**

$$\begin{aligned} \sum \text{Panas masuk} &= \sum \text{Panas keluar} \\ H_{29} + H_{31} &= H_3 + H_{32} + Q \text{ serap} \\ 1242340,34 &= 1196434,17 + Q \text{ serap} \\ Q \text{ serap} &= 45906,17 \end{aligned}$$

**Tabel B.7** Neraca Panas Drying Tower

Masuk		Keluar	
Komponen	kcal/jam	Komponen	kcal/jam
<u>aliran &lt;29&gt;</u>		<u>aliran &lt;3&gt;</u>	
O <sub>2</sub>	-14521,99	O <sub>2</sub>	-470,30
N <sub>2</sub>	-58712,72	N <sub>2</sub>	-1898,48
H <sub>2</sub> O	-761,20		<b>-2368,78</b>
	<b>-73995,92</b>	<u>aliran &lt;32&gt;</u>	
<u>aliran &lt;31&gt;</u>		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1182585,51
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1299458,31	H <sub>2</sub> O	16217,43843
H <sub>2</sub> O	16877,95		<b>1198802,95</b>
	<b>1316336,26</b>	Q terserap	45906,17
<b>Jumlah</b>	<b>1242340,34</b>	<b>Jumlah</b>	<b>1242340,34</b>

**2. Furnace**





Panas bahan masuk

$$T \text{ aliran } \langle 1 \rangle = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T \text{ aliran } \langle 3 \rangle = 60 \text{ } ^\circ\text{C} = 333,15 \text{ K}$$

**Tabel B. 8** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran  $\langle 1 \rangle$

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran <math>\langle 1 \rangle</math></b>			
H <sub>2</sub> S	22,02	191,72	4220,86
CO <sub>2</sub>	66,05	232,15	15332,85
<b>Total</b>	<b>88,06</b>		<b>19553,71</b>

**Tabel B. 9** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran  $\langle 3 \rangle$

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran <math>\langle 3 \rangle</math></b>			
O <sub>2</sub>	22,02	1126,67	24804,60
N <sub>2</sub>	94,65	1056,10	99963,37
<b>Total</b>	<b>116,67</b>		<b>124767,97</b>

Panas bahan keluar

$$T \text{ aliran } \langle 2 \rangle = 982 \text{ } ^\circ\text{C} = 1255,2 \text{ K}$$

**Tabel B. 10** Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran  $\langle 2 \rangle$

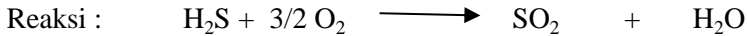
Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran <math>\langle 2 \rangle</math></b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	43489,78	638309,50
CO <sub>2</sub>	66,05	51861,88	3425349,31
O <sub>2</sub>	11,01	33315,29	366732,06
N <sub>2</sub>	94,65	31333,30	2965795,97
SO <sub>2</sub>	7,34	51391,38	377141,51

H <sub>2</sub> O	7,34	39857,33	292497,59
<b>Total</b>	<b>201,06</b>		<b>8065825,95</b>

**Perhitungan Panas Reaksi :**

$\Delta H$  reaksi pada suhu standar :

$$\Delta H_r 25^\circ\text{C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$



Tinjauan panas reaksi :

$$\begin{aligned} \Delta H_r 25^\circ\text{C} &= \sum hf \text{ produk} - \sum hf \text{ reaktan} \\ &= 7,34 \times -57798 + 7,34 \times -70940 \\ &\quad - 7,34 \times -4770 \\ &\quad + 11,0 \times 33880 \\ &= -1282701,01 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas masuk} + \Delta H_r 25^\circ\text{C} &= \text{Panas keluar} + Q \\ 144321,68 + 1282701,01 &= 8065825,95 + Q \\ Q &= -6638803,26 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Heat combustion of methane} &= 802,3 \text{ kJ/mol} \\ &= 191749,7 \text{ kcal/kmol} \end{aligned}$$

$$H_{in} + Q_{fuel} = H_{out} + \Delta H_r$$

maka,

$$\begin{aligned} 144321,68 + 191749,7 \text{ m} &= 9348526,96 \\ 191749,7 \text{ m} &= 9204205,283 \\ \text{m} &= 48,00 \text{ kmol} \end{aligned}$$

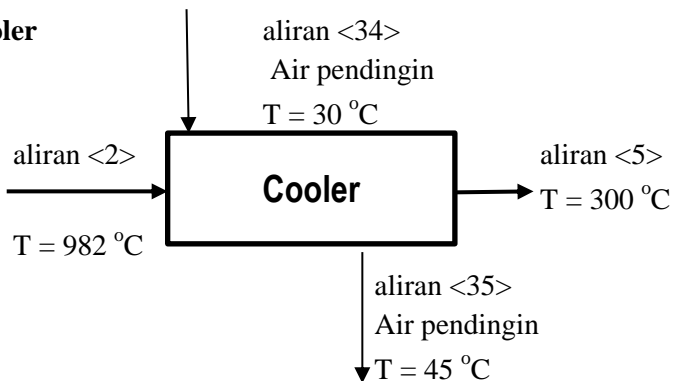
Massa methane yang dibutuhkan untuk pembakaran

$$\begin{aligned} &= 48,001 \times 16 \\ &= 768,018 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Tabel B.11** Neraca Panas Furnace

Neraca panas furnace			
Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<u>aliran &lt;1&gt;</u>		<u>aliran &lt;2&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	4220,86	H <sub>2</sub> S	638309,50
CO <sub>2</sub>	15332,85	CO <sub>2</sub>	3425349,31
	19553,71	O <sub>2</sub>	366732,06
<u>aliran &lt;3&gt;</u>		N <sub>2</sub>	2965795,97
O <sub>2</sub>	24804,60	SO <sub>2</sub>	377141,51
N <sub>2</sub>	99963,37	H <sub>2</sub> O	292497,59
	124767,97		8065825,95
ΔHr 25°C	1282701,01	Q	-6638803,263
<b>Jumlah</b>	<b>1427022,69</b>	<b>Jumlah</b>	<b>1427022,69</b>

**3. Cooler**



**Entalpi Bahan Masuk :**

$$H = m.C_p.\Delta T$$

massa H<sub>2</sub>O = 132,10 kg

C<sub>p</sub> H<sub>2</sub>O = 1 kkal/kg°C

$$H_{H_2O} = 126414,97 \text{ kkal}$$

**Entalpi bahan keluar :**

$$H = m.C_p.\Delta T$$

$$\text{massa } H_2O = 132,10 \text{ kg}$$

$$C_p H_2O = 1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

$$H_{H_2O} = 36326,14 \text{ kkal}$$

**Neraca Energi Total :**

$$\text{Entalpi bahan masuk} - \text{Entalpi bahan keluar} = 0$$

$$\text{Entalpi bahan masuk} = \text{Entalpi bahan keluar}$$

$$H_2 + H_{34} = H_7 + H_{35}$$

$$126414,97 = 36326,14 \quad .+ \Delta H$$

$$\Delta H = 90088,83 \text{ kkal}$$

Kebutuhan air pendingin

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 30^\circ\text{C (Ulrich; 427)}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 45^\circ\text{C (Ulrich; 427)}$$

$$C_p \text{ air pendingin} = 1 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H = m.C_p.\Delta T$$

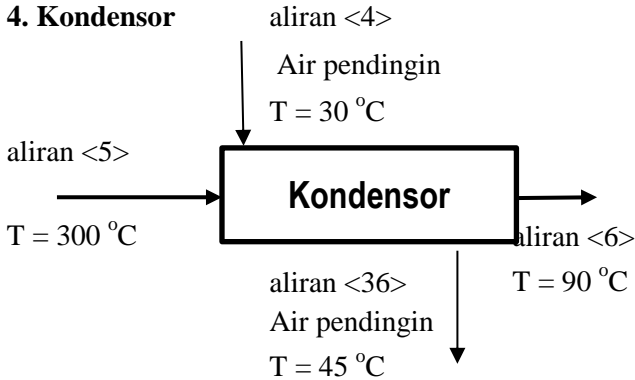
$$m \text{ air pendingin} = \Delta H / (C_p.\Delta T)$$

$$m \text{ air pendingin} = 6005,92 \text{ kg}$$

**Tabel B.12 Neraca Panas Cooler**

<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Entalpi (kkal)</b>		<b>Entalpi (kkal)</b>	
H <sub>2</sub> O (g)	126414,97	H <sub>2</sub> O (g)	36326,14
		ΔH	90088,83
<b>TOTAL</b>	<b>126414,973</b>	<b>TOTAL</b>	<b>126414,97</b>

**4. Kondensor**



**Entalpi Bahan Masuk :**

$$H = m.C_p.\Delta T + m.\lambda$$

massa H <sub>2</sub> O	=	132,10	kg
C <sub>p</sub> H <sub>2</sub> O	=	1	kkal/kg°C
λ H <sub>2</sub> O	=	540,5	kkal/kg°C
H H <sub>2</sub> O	=	107723,52	kkal

**Entalpi bahan keluar :**

$$H = m.C_p.\Delta T + m.\lambda$$

Komponen	Massa (kg)	C <sub>p</sub>	ΔT	λ	H (kkal)
H <sub>2</sub> O (l)	132,10	1	65	540,5	79983,56
TOTAL	132,10				79983,56

**Neraca Energi Total :**

$$\text{Entalpi bahan masuk} - \text{Entalpi bahan keluar} = 0$$

$$\text{Entalpi bahan masuk} = \text{Entalpi bahan keluar}$$

$$\begin{aligned}
 H5 + H4 &= H6 + H36 \\
 107723,52 &= 79983,56 + \Delta H \\
 \Delta H &= 27739,96 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan air pendingin

Suhu air pendingin masuk = 30°C (Ulrich; 427)

Suhu air pendingin keluar = 45°C (Ulrich; 427)

Cp air pendingin = 1 kkal/kg.°C

$$\Delta H = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

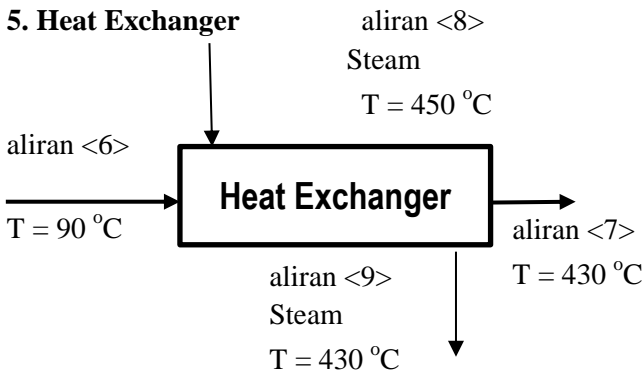
$$m \text{ air pendingin} = \Delta H / (C_p \cdot \Delta T)$$

$$m \text{ air pendingin} = 1849,33 \text{ kg}$$

**Tabel B.13** Neraca Panas Kondensator

Masuk		Keluar	
Entalpi (kkal)		Entalpi (kkal)	
H <sub>2</sub> O (g)	107723,52	H <sub>2</sub> O (l)	79983,55898
		ΔH	27739,96
<b>TOTAL</b>	<b>107723,522</b>	<b>TOTAL</b>	<b>107723,52</b>

**5. Heat Exchanger**



Panas bahan masuk

$$T \text{ aliran } \langle 6 \rangle = 90 \text{ } ^\circ\text{C} = 363,15 \text{ K}$$

**Tabel B.14** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran <6>

Komponen	n (kmol)	CpΔT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;6&gt;</b>			

H <sub>2</sub> S	14,68	2524,30	37049,71
CO <sub>2</sub>	66,05	3068,80	202686,79
O <sub>2</sub>	11,01	2100,17	23118,54
N <sub>2</sub>	94,65	1966,25	186111,87
SO <sub>2</sub>	7,34	3167,33	23243,82
<b>Total</b>	<b>193,72</b>		<b>472210,73</b>

Panas bahan keluar

$$T \text{ aliran } <7> = 430 \text{ }^{\circ}\text{C} = 703,15 \text{ K}$$

**Tabel B.15 Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran <7>**

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;7&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	16836,05	247106,56
CO <sub>2</sub>	66,05	20558,41	1357831,98
O <sub>2</sub>	11,01	13560,60	149273,98
N <sub>2</sub>	94,65	12633,74	1195822,93
SO <sub>2</sub>	7,34	20860,55	153087,56
<b>Total</b>	<b>193,72</b>		<b>3103123,01</b>

$$\begin{aligned} Q \text{ steam masuk} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 1 \times (450-25) \\ &= 425 \quad m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ steam keluar} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 1 \times (430-25) \\ &= 405 \quad m \end{aligned}$$

Neraca Panas :

$$\begin{aligned} Q \text{ bahan masuk} + Q \text{ steam masuk} &= Q \text{ bhan keluar} + Q \text{ steam} \\ 472210,73 + 425 \quad m &= 3103123,01 + 405 \\ 20 \quad m &= 2630912,28 \\ m &= 131545,614 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 Q \text{ steam masuk} &= 425 \text{ m} \\
 &= 55906885,95 \\
 Q \text{ steam keluar} &= 405 \text{ m} \\
 &= 53275973,67
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ serap} &= Q \text{ steam keluar} - Q \text{ steam masuk} \\
 &= 53275973,67 - 55906885,95 \\
 &= -2630912,28 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.16** Neraca Panas Heat Exchanger

Neraca panas heat exchanger			
Masuk		Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
aliran <6>		aliran <7>	
H <sub>2</sub> S	37049,71	H <sub>2</sub> S	247106,56
CO <sub>2</sub>	202686,79	CO <sub>2</sub>	1357831,98
O <sub>2</sub>	23118,54	O <sub>2</sub>	149273,98
N <sub>2</sub>	186111,87	N <sub>2</sub>	1195822,93
SO <sub>2</sub>	23243,82	SO <sub>2</sub>	153087,56
	472210,73		3103123,01
		Q terserap	-2630912,28
<b>Jumlah</b>	<b>472210,73</b>	<b>Jumlah</b>	<b>472210,73</b>

**6. Converter Bed 1**



Panas bahan masuk

$$T \text{ aliran } <7> = 430 \text{ } ^\circ\text{C} = 703,15 \text{ K}$$



**Tabel B.17 Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran <7>**

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;7&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	16836,05	247106,56
CO <sub>2</sub>	66,05	20558,41	1357831,98
O <sub>2</sub>	11,01	13560,60	149273,98
N <sub>2</sub>	94,65	12633,74	1195822,93
SO <sub>2</sub>	7,34	20860,55	153087,56
<b>Total</b>	<b>193,72</b>		<b>3103123,01</b>

Panas bahan keluar

$$T \text{ aliran } \langle 8 \rangle = 610 \text{ } ^\circ\text{C} = 883,15 \text{ K}$$

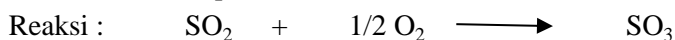
**Tabel B.18 Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran <8>**

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;8&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	25119,51	368684,86
CO <sub>2</sub>	66,05	30497,38	2014276,91
O <sub>2</sub>	8,81	19880,13	175071,10
N <sub>2</sub>	94,65	18557,34	1756510,41
SO <sub>2</sub>	2,94	30690,94	90091,59
SO <sub>3</sub>	4,40	46129,43	203115,68
<b>Total</b>	<b>191,52</b>		<b>4404634,86</b>

**Perhitungan Panas Reaksi :**

ΔH reaksi pada suhu standar :

$$\Delta H_r 25^\circ\text{C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$



Tinjauan panas reaksi :

$$\Delta H_r 25^\circ\text{C} = 4,40 \times -94390 - 4,40 \times -70940 + 2,20 \times 33880$$

$$= -177843,98$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panas masuk} &+ \Delta\text{Hr } 25^{\circ}\text{C} &= \text{Panas keluar} &+ \text{Q serap} \\
 3103123,01 &+ -177843,98 &= 4404634,86 &+ \text{Q serap} \\
 &\text{Q terserap} &= -1479355,84
 \end{aligned}$$

**Tabel B.19** Neraca Panas Converter Bed 1  
**Neraca panas converter bed 1**

Masuk		Keluar	
Komponen	kcal/jam	Komponen	kcal/jam
aliran <7>		aliran <8>	
H <sub>2</sub> S	247106,56	H <sub>2</sub> S	368684,86
CO <sub>2</sub>	1357831,98	CO <sub>2</sub>	2014276,91
O <sub>2</sub>	149273,98	O <sub>2</sub>	175071,10
N <sub>2</sub>	1195822,93	N <sub>2</sub>	1756510,41
SO <sub>2</sub>	153087,56	SO <sub>2</sub>	90091,59
	<b>3103123,01</b>	SO <sub>3</sub>	4404634,86
			<b>8809269,73</b>
ΔHr 25oC	-177843,98	Q terserap	-1479355,84
<b>Jumlah</b>	<b>2925279,02</b>	<b>Jumlah</b>	<b>2925279,02</b>

### 7. Heat Exchanger I



Panas bahan masuk

$$T \text{ aliran } \langle 8 \rangle = 610 \text{ } ^{\circ}\text{C} = 883,15 \text{ K}$$

**Tabel B.20** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran <8>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;8&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	25119,51	368684,86
CO <sub>2</sub>	66,05	30497,38	2014276,91
O <sub>2</sub>	8,81	19880,13	175071,10
N <sub>2</sub>	94,65	18557,34	1756510,41
SO <sub>2</sub>	2,94	30690,94	90091,59
SO <sub>3</sub>	4,40	46129,43	203115,68
<b>Total</b>	<b>191,52</b>		<b>4607750,55</b>

Panas bahan keluar

$$T \text{ aliran } <9> = 440 \text{ } ^\circ\text{C} = 713,15 \text{ K}$$

**Tabel B.21** Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran <9>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;9&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	17284,11	253682,90
CO <sub>2</sub>	66,05	21101,00	1393668,62
O <sub>2</sub>	8,81	13907,79	122476,65
N <sub>2</sub>	94,65	12957,81	1226497,76
SO <sub>2</sub>	2,94	21401,02	62821,53
SO <sub>3</sub>	4,40	31868,87	140324,02
<b>Total</b>	<b>191,52</b>		<b>3199471,49</b>

Sehingga,

$$\sum \text{Panas masuk} = \sum \text{Panas keluar}$$

$$H_8 = H_9$$

$$4607750,55 = 3199471,49$$

$$\sum \text{Panas keluar} - \sum \text{Panas masuk} = 0$$

$$3199471,49 - 4607750,55 = -1408279,06$$

Karena  $\sum \text{Panas keluar} - \sum \text{Panas masuk}$  tidak sama dengan 0

dan bernilai negatif maka reaksi yang terjadi adalah reaksi eksoterm

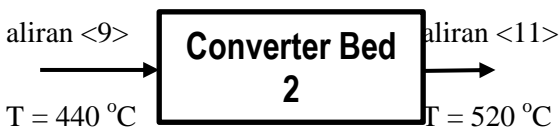
**Neraca panas total**

$$\begin{aligned} \sum \text{Panas masuk} &= \sum \text{Panas keluar} \\ H_8 &= H_9 + Q_{\text{serap}} \\ 4607750,55 &= 3199471,49 + Q_{\text{serap}} \\ Q_{\text{serap}} &= 1408279,06 \end{aligned}$$

**Tabel B.22** Neraca Panas Heat Exchanger 1

<b>Neraca panas heat exchanger 1</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>
<u>aliran &lt;8&gt;</u>		<u>aliran &lt;9&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	368684,86	H <sub>2</sub> S	253682,90
CO <sub>2</sub>	2014276,91	CO <sub>2</sub>	1393668,62
O <sub>2</sub>	175071,10	O <sub>2</sub>	122476,65
N <sub>2</sub>	1756510,41	N <sub>2</sub>	1226497,76
SO <sub>2</sub>	90091,59	SO <sub>2</sub>	62821,53
SO <sub>3</sub>	203115,68	SO <sub>3</sub>	140324,02
	<b>4607750,55</b>		<b>3199471,49</b>
		Q terserap	1408279,06
<b>Jumlah</b>	<b>4607750,55</b>	<b>Jumlah</b>	<b>4607750,55</b>

**8. Converter Bed 2**



Panas bahan masuk

$$T \text{ aliran } \langle 9 \rangle = 440 \text{ } ^\circ\text{C} = 713,15 \text{ K}$$

**Tabel B.23** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran  $\langle 9 \rangle$

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran <math>\langle 9 \rangle</math></b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	17284,11	253682,90
CO <sub>2</sub>	66,05	21101,00	1393668,62
O <sub>2</sub>	8,81	13907,79	122476,65
N <sub>2</sub>	94,65	12957,81	1226497,76
SO <sub>2</sub>	2,94	21401,02	62821,53
SO <sub>3</sub>	4,40	31868,87	140324,02
<b>Total</b>	<b>191,52</b>		<b>3199471,49</b>

Panas bahan keluar

$$T \text{ aliran } \langle 11 \rangle = 520 \text{ } ^\circ\text{C} = 793,15 \text{ K}$$

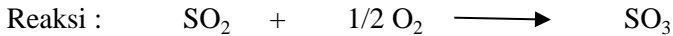
**Tabel B.24** Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran  $\langle 11 \rangle$

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran <math>\langle 11 \rangle</math></b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	20920,99	307062,22
CO <sub>2</sub>	66,05	25484,76	1683205,58
O <sub>2</sub>	7,53	16702,46	125759,77
N <sub>2</sub>	94,65	15571,85	1473925,08
SO <sub>2</sub>	0,38	25751,13	9826,84
SO <sub>3</sub>	6,96	38516,29	267958,10
<b>Total</b>	<b>190,25</b>		<b>3867737,59</b>

**Perhitungan Panas Reaksi :**

$\Delta H$  reaksi pada suhu standar :

$$\Delta H_r 25^\circ\text{C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$



Tinjauan panas reaksi :

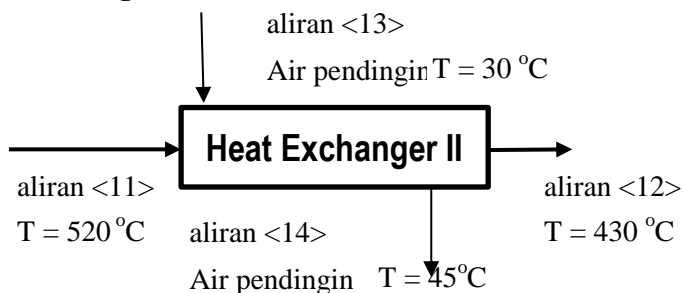
$$\begin{aligned} \Delta H_r 25^\circ\text{C} &= 2,55 \times -94390 - 2,55 \times -70940 \\ &+ 1,28 \times 33880 \\ &= -103149,51 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas masuk} + \Delta H_r 25^\circ\text{C} &= \text{Panas keluar} + Q \text{ serap} \\ 3199471,49 + -103149,51 &= 3867737,59 + Q \text{ serap} \\ Q \text{ terserap} &= -771415,61 \end{aligned}$$

**Tabel B.25 Neraca Panas Converter Bed 2**

<b>Neraca panas converter bed 2</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kcal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kcal/jam</b>
<u>aliran &lt;9&gt;</u>		<u>aliran &lt;11&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	253682,90	H <sub>2</sub> S	307062,22
CO <sub>2</sub>	1393668,62	CO <sub>2</sub>	1683205,58
O <sub>2</sub>	122476,65	O <sub>2</sub>	125759,77
N <sub>2</sub>	1226497,76	N <sub>2</sub>	1473925,08
SO <sub>2</sub>	62821,53	SO <sub>2</sub>	9826,84
SO <sub>3</sub>	140324,02	SO <sub>3</sub>	267958,10
	<b>3199471,49</b>	<b>Total</b>	<b>3867737,59</b>
$\Delta H_r 25^\circ\text{C}$	-103149,51	Q terserap	-771415,61
<b>Jumlah</b>	<b>3096321,98</b>	<b>Jumlah</b>	<b>3096321,98</b>

### 9. Heat Exchanger II



Panas bahan masuk

$$T \text{ aliran } <11> = 520 \text{ } ^\circ\text{C} = 793,15 \text{ K}$$

**Tabel B.26** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran <11>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;11&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	20920,99	307062,22
CO <sub>2</sub>	66,05	25484,76	1683205,58
O <sub>2</sub>	7,53	16702,46	125759,77
N <sub>2</sub>	94,65	15571,85	1473925,08
SO <sub>2</sub>	0,38	25751,13	9826,84
SO <sub>3</sub>	6,96	38516,29	267958,10
<b>Total</b>	<b>190,25</b>		<b>3867737,59</b>

Panas bahan keluar

$$T \text{ aliran } <12> = 430 \text{ } ^\circ\text{C} = 703,15 \text{ K}$$

**Tabel B.27** Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran <12>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;12&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	16836,05	247106,56
CO <sub>2</sub>	66,05	20558,41	1357831,98
O <sub>2</sub>	7,53	13560,60	102103,40

N <sub>2</sub>	94,65	12633,74	1195822,93
SO <sub>2</sub>	0,38	20860,55	7960,55
SO <sub>3</sub>	6,96	31046,43	215990,20
<b>Total</b>	<b>190,25</b>		<b>3126815,62</b>

$$\begin{aligned}
 Q \text{ aliran } <13> &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= m \times 1 \times (30-25) \\
 &= 5 m
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ aliran } <14> &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= m \times 1 \times (45-25) \\
 &= 20 m
 \end{aligned}$$

Neraca Panas :

$$\begin{aligned}
 Q \text{ bahan masuk} + Q <13> &= Q \text{ bahan keluar} + Q <14> \\
 3867737,59 + 5 m &= 3126815,62 + 20 m \\
 15 m &= 740921,97 \\
 m &= 49394,7981
 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 Q \text{ aliran } <13> &= 5 m \\
 &= 246973,99 \\
 Q \text{ aliran } <14> &= 20 m \\
 &= 987895,96
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ serap} &= Q \text{ aliran } <14> - Q \text{ aliran } <13> \\
 &= 987895,96 - 246973,99 \\
 &= 740921,97 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$



**Tabel B.28** Neraca Panas Heat Exchanger II

<b>Neraca panas heat exchanger II</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kcal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kcal/jam</b>
<u>aliran &lt;11&gt;</u>		<u>aliran &lt;12&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	307062,22	H <sub>2</sub> S	247106,56
CO <sub>2</sub>	1683205,58	CO <sub>2</sub>	1357831,98
O <sub>2</sub>	125759,77	O <sub>2</sub>	102103,40
N <sub>2</sub>	1473925,08	N <sub>2</sub>	1195822,93
SO <sub>2</sub>	9826,84	SO <sub>2</sub>	7960,55
SO <sub>3</sub>	267958,10	SO <sub>3</sub>	215990,20
	<b>3867737,59</b>		<b>3126815,62</b>
		Q terserap	740921,97
<b>Jumlah</b>	<b>3867737,59</b>	<b>Jumlah</b>	<b>3867737,59</b>

**10. Converter Bed 3**



Panas bahan masuk

$$T \text{ aliran } <12> = 430 \text{ } ^\circ\text{C} = 703,15 \text{ K}$$

**Tabel B.29** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran <12>

<b>Komponen</b>	<b>n (kmol)</b>	<b>CpdT (kcal/kmol.K)</b>	<b>H = n.Cp.ΔT (kcal)</b>
<b>Aliran &lt;12&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	16836,05	247106,56
CO <sub>2</sub>	66,05	20558,41	1357831,98
O <sub>2</sub>	7,53	13560,60	102103,40

N <sub>2</sub>	94,65	12633,74	1195822,93
SO <sub>2</sub>	0,38	20860,55	7960,55
SO <sub>3</sub>	6,96	31046,43	215990,20
<b>Total</b>	<b>190,25</b>		<b>3126815,62</b>

Panas bahan keluar

$$T \text{ keluar } <15> = 450 \text{ } ^\circ\text{C} = 723,15 \text{ K}$$

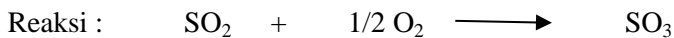
**Tabel B.30** Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran <15>

<b>Komponen</b>	<b>n (kmol)</b>	<b>CpdT (kkal/kmol.K)</b>	<b>H = n.Cp.ΔT (kkal)</b>
<b>Aliran &lt;15&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	17733,65	260280,89
CO <sub>2</sub>	66,05	21644,84	1429588,10
O <sub>2</sub>	7,35	14255,47	104778,57
N <sub>2</sub>	94,65	13282,49	1257229,21
SO <sub>2</sub>	0,02	21942,27	502,40
SO <sub>3</sub>	7,32	32693,27	239174,73
<b>Total</b>	<b>190,07</b>		<b>3291553,90</b>

**Perhitungan Panas Reaksi :**

ΔH reaksi pada suhu standar :

$$\Delta H_r 25^\circ\text{C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$



Tinjauan panas reaksi :

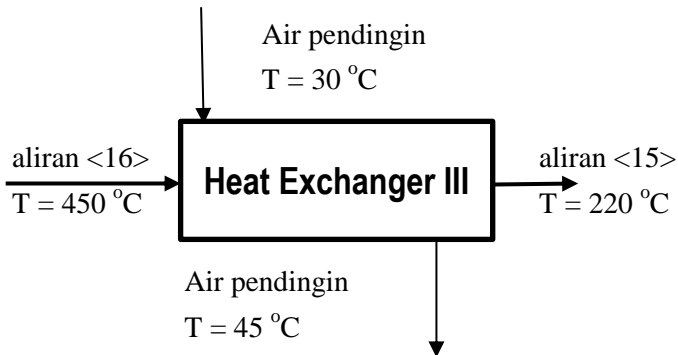
$$\begin{aligned} \Delta H_r 25^\circ\text{C} &= 0,36 \times -94390 - 0,36 \times -70940 \\ &\quad + 0,18 \times 33880 \\ &= -14488,36 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas masuk} &+ \Delta H_r 25^\circ\text{C} &= \text{Panas keluar} &+ \text{Q serap} \\ 3126815,62 &+ -14488,36 &= 3291553,90 &+ \text{Q serap} \\ &&\text{Q terserap} &= -179226,64 \end{aligned}$$

**Tabel B.31 Neraca Panas Converter Bed 3**

<b>Neraca panas converter bed 3</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kcal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kcal/jam</b>
<u>aliran &lt;12&gt;</u>		<u>aliran &lt;15&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	247106,56	H <sub>2</sub> S	260280,89
CO <sub>2</sub>	1357831,98	CO <sub>2</sub>	1429588,10
O <sub>2</sub>	102103,40	O <sub>2</sub>	104778,57
N <sub>2</sub>	1195822,93	N <sub>2</sub>	1257229,21
SO <sub>2</sub>	7960,55	SO <sub>2</sub>	502,40
SO <sub>3</sub>	215990,20	SO <sub>3</sub>	239174,73
	<b>3126815,62</b>		<b>3291553,90</b>
ΔHr 25oC	-14488,36	Q terserap	-179226,64
<b>Jumlah</b>	<b>3112327,26</b>	<b>Jumlah</b>	<b>3112327,26</b>

### 11. Heat Exchanger III



Panas bahan masuk

$$T \text{ aliran } <16> = 450 \text{ } ^\circ\text{C} = 723,15 \text{ K}$$

**Tabel B.32** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran <16>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;16&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	13688,67	200911,69
CO <sub>2</sub>	66,05	10576,69	698564,10
O <sub>2</sub>	7,35	11227,61	82523,63
N <sub>2</sub>	94,65	12707,51	1202805,63
SO <sub>2</sub>	0,02	11734,37	268,68
SO <sub>3</sub>	7,32	8669,13	63420,93
<b>Total</b>	<b>190,07</b>		<b>2248494,66</b>

Panas bahan keluar

$$T \text{ aliran } <15> = 220 \text{ } ^\circ\text{C} = 493,15 \text{ K}$$

**Tabel B.33** Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran <15>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;15&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	7779,62	114183,23
CO <sub>2</sub>	66,05	9503,80	627702,79
O <sub>2</sub>	7,35	6395,49	47007,23
N <sub>2</sub>	94,65	5966,11	564710,97
SO <sub>2</sub>	0,02	9743,02	223,08
SO <sub>3</sub>	7,32	14301,66	104626,89
<b>Total</b>	<b>190,07</b>		<b>1458454,19</b>

$$\begin{aligned} Q \text{ air masuk} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 1 \times (30-25) \\ &= 5 m \end{aligned}$$

$$Q \text{ air keluar} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= m \times 1 \times (45-25)$$

$$= 20 \text{ m}$$

Neraca Panas :

$$Q \text{ bahan masuk} + Q \text{ air masuk} = Q \text{ bahan keluar} + Q \text{ air}$$

$$2248494,66 + 5 \text{ m} = 1458454,19 + 20 \text{ m}$$

$$15 \text{ m} = 790040,47$$

$$\text{m} = 52669,36$$

Sehingga,

$$Q \text{ air masuk} = 5 \text{ m}$$

$$= 263346,82$$

$$Q \text{ air keluar} = 20 \text{ m}$$

$$= 1053387,29$$

$$Q \text{ serap} = Q \text{ air keluar} - Q \text{ air masuk}$$

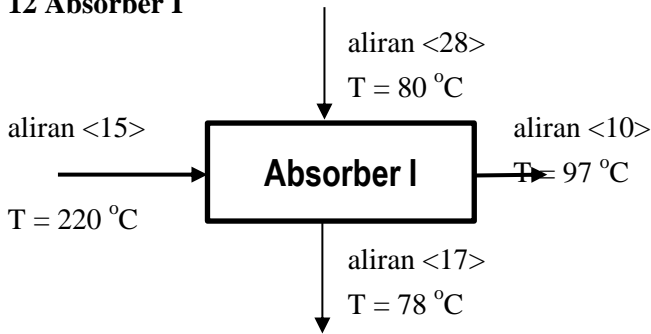
$$= 1053387,29 - 263346,82$$

$$= 790040,47 \text{ kkal/jam}$$

**Tabel B.34** Neraca Panas Heat Exchanger III

<b>Neraca panas heat exchanger III</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>
<u>aliran &lt;16&gt;</u>		<u>aliran &lt;15&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	200911,69	H <sub>2</sub> S	114183,23
CO <sub>2</sub>	698564,10	CO <sub>2</sub>	627702,79
O <sub>2</sub>	82523,63	O <sub>2</sub>	47007,23
N <sub>2</sub>	1202805,63	N <sub>2</sub>	564710,97
SO <sub>2</sub>	268,68	SO <sub>2</sub>	223,08
SO <sub>3</sub>	63420,93	SO <sub>3</sub>	104626,89
	<b>2248494,66</b>		<b>1458454,19</b>
		Q terserap	790040,47
<b>Jumlah</b>	<b>2248494,66</b>	<b>Jumlah</b>	<b>2248494,66</b>

**12 Absorber I**



Panas bahan masuk

$$T \text{ aliran } <15> = 220 \text{ } ^\circ\text{C} = 493,15 \text{ K}$$

$$T \text{ aliran } <28> = 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 353,15 \text{ K}$$

**Tabel B.35** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran <15>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;15&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	7779,62	114183,23
CO <sub>2</sub>	66,05	9503,80	627702,79
O <sub>2</sub>	7,35	6395,49	47007,23
N <sub>2</sub>	94,65	5966,11	564710,97
SO <sub>2</sub>	0,02	9743,02	223,08
SO <sub>3</sub>	7,32	14301,66	104626,89
H <sub>2</sub> O	13,75	7246,29	99662,16
<b>Total</b>	<b>203,82</b>		<b>1558116,36</b>

**Tabel B.36** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran <28>

<b>Komponen</b>	<b>n (kmol)</b>	<b>CpdT (kkal/kmol.K)</b>	<b>H = n.Cp.ΔT (kkal)</b>
<b>Aliran &lt;28&gt;</b>			
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,67	286879,09	1052459,82
H <sub>2</sub> O	6,99	2001,11	13984,16
<b>Total</b>	<b>10,66</b>		<b>1066443,98</b>

Panas bahan keluar

$$T \text{ aliran } <10> = 97 \text{ } ^\circ\text{C} = 370,15 \text{ K}$$

$$T \text{ aliran } <17> = 78 \text{ } ^\circ\text{C} = 351,15 \text{ K}$$

**Tabel B.37** Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran <10>

<b>Komponen</b>	<b>n (kmol)</b>	<b>CpdT (kkal/kmol.K)</b>	<b>H = n.Cp.ΔT (kkal)</b>
<b>Aliran &lt;10&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	2053,07	30133,33
CO <sub>2</sub>	66,05	2494,18	164734,24
O <sub>2</sub>	7,35	1709,93	12568,08
N <sub>2</sub>	94,65	1601,64	151599,87
SO <sub>2</sub>	0,02	2575,90	58,98
SO <sub>3</sub>	0,44	3732,47	1638,34
<b>Total</b>	<b>183,19</b>		<b>360732,84</b>

**Tabel B.38** Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran <17>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;17&gt;</b>			
H <sub>2</sub> O	6,88	2626,25	18060,11
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	6,88	385091,89	2648190,26
<b>Total</b>	<b>13,75</b>		<b>2666250,37</b>

**Perhitungan Panas Reaksi :**

ΔH reaksi pada suhu standar :

ΔHr 25oC = ΔHf produk - ΔHf reaktan



Tinjauan panas reaksi :

$$\begin{aligned} \Delta H_r 25^\circ C &= 6,88 \times -212030 - 6,9 \times -94390 \\ &+ 6,88 \times -57797,9 \\ &= -411520,65 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas masuk} + \Delta H_r 25^\circ C &= \text{Panas keluar} + Q \text{ serap} \\ 2624560,33 + -411520,65 &= 3026983,21 + Q \text{ serap} \\ Q \text{ terserap} &= -813943,53 \end{aligned}$$

**Tabel B.39** Neraca Panas Absorber I

<b>Neraca panas absorber I</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>
<u>aliran &lt;15&gt;</u>		<u>aliran &lt;10&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	114183,23	H <sub>2</sub> S	30133,33
CO <sub>2</sub>	627702,79	CO <sub>2</sub>	164734,24
O <sub>2</sub>	47007,23	O <sub>2</sub>	12568,08
N <sub>2</sub>	564710,97	N <sub>2</sub>	151599,87
SO <sub>2</sub>	223,08	SO <sub>2</sub>	58,98
SO <sub>3</sub>	104626,89	SO <sub>3</sub>	1638,34



H <sub>2</sub> O	99662,16		360732,84
	1558116,36	aliran <17>	
aliran <28>		H <sub>2</sub> O	18060,11
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> tot	1052459,82	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2648190,26
H <sub>2</sub> O tot	13984,16		2666250,37
	1066443,98		
ΔHr 25oC	-411520,65	Q terserap	-813943,53
<b>Jumlah</b>	<b>2213039,68</b>	<b>Jumlah</b>	<b>2213039,68</b>

### 13. Heat Exchanger IV



Panas bahan masuk

$$T \text{ aliran } <10> = 78 \text{ } ^\circ\text{C} = 351,15 \text{ K}$$

**Tabel B.40** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran <10>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;10&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	2053,07	30133,33
CO <sub>2</sub>	66,05	2494,18	164734,24
O <sub>2</sub>	7,35	1709,93	12568,08
N <sub>2</sub>	94,65	1601,64	151599,87
SO <sub>2</sub>	0,02	2575,90	58,98
SO <sub>3</sub>	0,44	3732,47	1638,34
<b>Total</b>	<b>183,19</b>		<b>360732,84</b>

Panas bahan keluar

$$T \text{ aliran } <18> = 420 \text{ } ^\circ\text{C} = 693,15 \text{ K}$$

**Tabel B.41** Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran <18>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;18&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	16389,47	240551,97
CO <sub>2</sub>	66,05	20017,10	1322079,88
O <sub>2</sub>	7,35	13213,90	97123,03
N <sub>2</sub>	94,65	12310,26	1165204,79
SO <sub>2</sub>	0,02	20320,90	465,28
SO <sub>3</sub>	0,44	30225,97	13267,48
<b>Total</b>	<b>183,19</b>		<b>2838692,42</b>

Sehingga,

$$\begin{aligned} \sum \text{Panas masuk} &= \sum \text{Panas keluar} \\ H_{10} &= H_{18} \\ 360732,84 &= 2838692,42 \\ \sum \text{Panas keluar} &- \sum \text{Panas masuk} &= 0 \\ 2838692,42 &- 360732,84 &= 2477960 \end{aligned}$$

Karena  $\sum$  Panas keluar -  $\sum$  Panas masuk tidak sama dengan 0 dan bernilai positif maka reaksi yang terjadi adalah reaksi endoterm

**Neraca panas total**

$$\begin{aligned} \sum \text{Panas masuk} &= \sum \text{Panas keluar} \\ H_{10} + Q_{\text{serap}} &= H_{18} \\ 360732,84 + Q_{\text{serap}} &= 2838692,42 \\ Q_{\text{serap}} &= 2477959,58 \end{aligned}$$

**Tabel B.42** Neraca Panas Heat Exchanger IV

<b>Neraca panas heat exchanger IV</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
<u>aliran &lt;15&gt;</u>		<u>aliran &lt;16&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	30133,33	H <sub>2</sub> S	240551,97

CO <sub>2</sub>	164734,24	CO <sub>2</sub>	1322079,88
O <sub>2</sub>	12568,08	O <sub>2</sub>	97123,03
N <sub>2</sub>	151599,87	N <sub>2</sub>	1165204,79
SO <sub>2</sub>	58,98	SO <sub>2</sub>	465,28
SO <sub>3</sub>	1638,34	SO <sub>3</sub>	13267,48
	360732,84		2838692,42
Q terserap	2477959,58		
<b>Jumlah</b>	<b>2838692,42</b>	<b>Jumlah</b>	<b>2838692,42</b>

#### 14. Converter Bed 4



Panas bahan masuk

$$T \text{ aliran } \langle 18 \rangle = 420 \text{ } ^\circ\text{C} = 693,15 \text{ K}$$

**Tabel B.43** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran <18>

Komponen	n (kmol)	C <sub>p</sub> dT (kkal/kmol.K)	H = n.C <sub>p</sub> .ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;18&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	16389,47	240551,97
CO <sub>2</sub>	66,05	20017,10	1322079,88
O <sub>2</sub>	7,35	13213,90	97123,03
N <sub>2</sub>	94,65	12310,26	1165204,79
SO <sub>2</sub>	0,02	20320,90	465,28
SO <sub>3</sub>	0,44	30225,97	13267,48
<b>Total</b>	<b>183,19</b>		<b>2838692,42</b>

Panas bahan keluar

$$T \text{ aliran } \langle 21 \rangle = 440 \text{ } ^\circ\text{C} = 713,15 \text{ K}$$

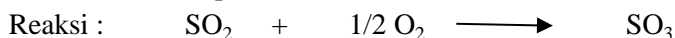
**Tabel B.44** Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran <21>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;21&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	17284,11	253682,90
CO <sub>2</sub>	66,05	21101,00	1393668,62
O <sub>2</sub>	7,34	13907,79	102064,31
N <sub>2</sub>	94,65	12957,81	1226497,76
SO <sub>2</sub>	0,00	21401,02	1,32
SO <sub>3</sub>	0,46	31868,87	14716,34
<b>Total</b>	<b>183,18</b>		<b>2990631,25</b>

**Perhitungan Panas Reaksi :**

ΔH reaksi pada suhu standar :

ΔHr 25oC = ΔHf produk - ΔHf reaktan



Tinjauan panas reaksi :

$$\begin{aligned} \Delta H_r 25^\circ C &= 0,46 \times -94390 - 0,46 \times -70940 \\ &+ 0,01 \times 33880 \\ &= -43974,02 \end{aligned}$$

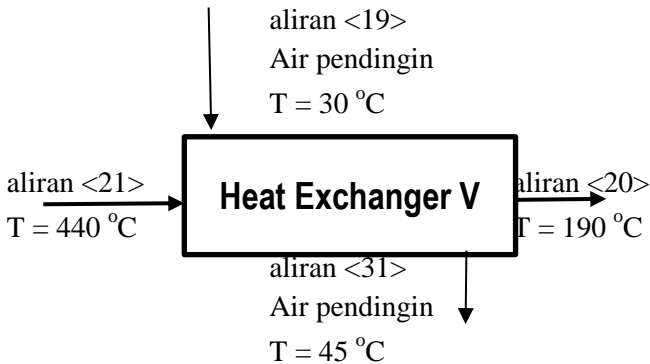
$$\begin{aligned} \text{Panas masuk} + \Delta H_r 25^\circ C &= \text{Panas keluar} + Q \text{ serap} \\ 2838692,42 + -43974,02 &= 2990631,25 + Q \text{ serap} \\ Q \text{ terserap} &= -195912,85 \end{aligned}$$

**Tabel B.45** Neraca Panas Converter Bed 4

<b>Neraca panas converter bed 4</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>
<u>aliran &lt;18&gt;</u>		<u>aliran &lt;21&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	240551,97	H <sub>2</sub> S	253682,90
CO <sub>2</sub>	1322079,88	CO <sub>2</sub>	1393668,62
O <sub>2</sub>	97123,03	O <sub>2</sub>	102064,31

N <sub>2</sub>	1165204,79	N <sub>2</sub>	1226497,76
SO <sub>2</sub>	465,28	SO <sub>2</sub>	1,32
SO <sub>3</sub>	13267,48	SO <sub>3</sub>	14716,34
	2838692,42		2990631,25
ΔHr 25oC	-43974,02	Q terserap	-195912,85
<b>Jumlah</b>	<b>2794718,40</b>	<b>Jumlah</b>	<b>2794718,40</b>

**15. Heat Exchanger V**



Panas bahan masuk

T aliran <21> = 440 °C = 713,15 K

**Tabel B.46** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran <21>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;21&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	17284,11	253682,90
CO <sub>2</sub>	66,05	21101,00	1393668,62
O <sub>2</sub>	7,34	13907,79	102064,31
N <sub>2</sub>	94,65	12957,81	1226497,76
SO <sub>2</sub>	0,00	21401,02	1,32

SO <sub>3</sub>	0,46	31868,87	14716,34
<b>Total</b>	<b>183,18</b>		<b>2990631,25</b>

Panas bahan keluar

$$T \text{ aliran } <20> = 190 \text{ } ^\circ\text{C} = 463,15 \text{ K}$$

**Tabel B.47** Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran <20>

Komponen	n (kmol)	CpΔT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;20&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	6542,55	96026,50
CO <sub>2</sub>	66,05	7986,88	527513,57
O <sub>2</sub>	7,34	5393,76	39582,91
N <sub>2</sub>	94,65	5034,72	476552,48
SO <sub>2</sub>	0,00	8200,43	0,51
SO <sub>3</sub>	0,46	12008,26	5545,15
<b>Total</b>	<b>183,18</b>		<b>1145221,11</b>

$$\begin{aligned} Q \text{ air masuk} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 1 \times (30-25) \\ &= 5 m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ air keluar} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 1 \times (45-25) \\ &= 20 m \end{aligned}$$

Neraca Panas :

$$\begin{aligned} Q \text{ bahan masuk} + Q \text{ air masuk} &= Q \text{ bahan out} + Q \text{ air out} \\ 2990631,25 + 5 m &= 1145221,11 + 20 m \\ 15 m &= 1845410,15 \\ m &= 123027,34 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} Q \text{ air masuk} &= 5 \text{ m} \\ &= 615136,72 \end{aligned}$$

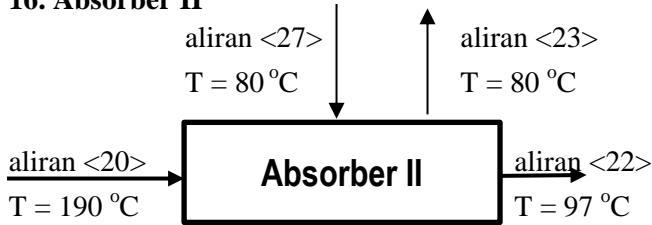
$$\begin{aligned} Q \text{ air keluar} &= 20 \text{ m} \\ &= 2460546,86 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ serap} &= Q \text{ air keluar} - Q \text{ air masuk} \\ &= 2460546,86 - 615136,72 \\ &= 1845410,15 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

**Tabel B.48** Neraca Panas Heat Exchanger V

<b>Neraca panas heat exchanger V</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kkal/jam</b>
<u>aliran &lt;17&gt;</u>		<u>aliran &lt;18&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	253682,90	H <sub>2</sub> S	96026,50
CO <sub>2</sub>	1393668,62	CO <sub>2</sub>	527513,57
O <sub>2</sub>	102064,31	O <sub>2</sub>	39582,91
N <sub>2</sub>	1226497,76	N <sub>2</sub>	476552,48
SO <sub>2</sub>	1,32	SO <sub>2</sub>	0,51
SO <sub>3</sub>	14716,34	SO <sub>3</sub>	5545,15
	2990631,25		1145221,11
		Q terserap	1845410,15
<b>Jumlah</b>	<b>2990631,25</b>	<b>Jumlah</b>	<b>2990631,25</b>

**16. Absorber II**



Panas bahan masuk

$$T \text{ aliran } \langle 20 \rangle = 190 \text{ } ^\circ\text{C} = 463,15 \text{ K}$$

$$T \text{ aliran } \langle 27 \rangle = 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 353,15 \text{ K}$$

**Tabel B.49** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran <20>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;20&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	6542,55	96026,50
CO <sub>2</sub>	66,05	7986,88	527513,57
O <sub>2</sub>	7,34	5393,76	39582,91
N <sub>2</sub>	94,65	5034,72	476552,48
SO <sub>2</sub>	0,00	8200,43	0,51
SO <sub>3</sub>	0,46	12008,26	5545,15
H <sub>2</sub> O	6,88	6103,42	41971,84
<b>Total</b>	<b>190,06</b>		<b>1187192,95</b>

**Tabel B.50** Perhitungan Enthalpy Panas Masuk Aliran <27>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;27&gt;</b>			
H <sub>2</sub> O rycle	6,99	2001,11	13984,16
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> rycle	3,67	286879,09	1052459,82
<b>Total</b>	<b>10,66</b>		<b>1066443,98</b>



Panas bahan keluar

$$T \text{ aliran } \langle 23 \rangle = 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 353,15 \text{ K}$$

$$T \text{ aliran } \langle 22 \rangle = 97 \text{ } ^\circ\text{C} = 370,15 \text{ K}$$

**Tabel B.51** Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran <23>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;23&gt;</b>			
H <sub>2</sub> S	14,68	2131,44	31283,66
CO <sub>2</sub>	66,05	2589,70	171043,41
O <sub>2</sub>	7,34	1774,89	13025,30
N <sub>2</sub>	94,65	1662,35	157346,97
SO <sub>2</sub>	0,00	2674,27	0,17
SO <sub>3</sub>	0,46	3875,83	1789,77
<b>Total</b>	<b>183,18</b>		<b>374489,26</b>

**Tabel B.52** Perhitungan Enthalpy Panas Keluar Aliran <22>

Komponen	n (kmol)	CpdT (kkal/kmol.K)	H = n.Cp.ΔT (kkal)
<b>Aliran &lt;22&gt;</b>			
H <sub>2</sub> O	6,42	2626,25	16850,64
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,46	385091,89	177346,73
H <sub>2</sub> O rycle	6,99	2626,25	18352,75
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> rycle	3,67	385091,89	1412768,49
<b>Total</b>	<b>17,53</b>		<b>1625318,61</b>

**Perhitungan Panas Reaksi :**

ΔH reaksi pada suhu standar :

$$\Delta H_r 25^\circ\text{C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$



Tinjauan panas reaksi :

$$\begin{aligned} \Delta H_r 25^\circ\text{C} &= 0,46 \quad \times \quad -212030 \quad - \quad 0,46 \quad \times \quad -94390 \\ &+ \quad 0,46 \quad \times \quad -57797,9 \\ &= -27559,14 \end{aligned}$$

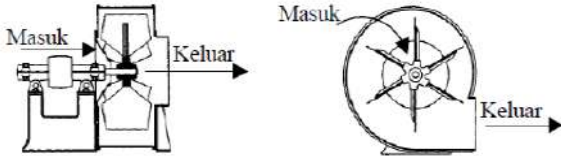
$$\begin{aligned} \text{Panas masuk} &+ \quad \Delta H_r 25^\circ\text{C} &= \quad \text{Panas keluar} &+ \quad \text{Q serap} \\ 2253636,93 &+ \quad -27559,14 &= \quad 1999807,88 &+ \quad \text{Q serap} \\ &&= \quad 226269,91 \end{aligned}$$

**Tabel B. Neraca Panas Absorber II**

<b>Neraca panas absorber II</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>kcal/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>kcal/jam</b>
<u>aliran &lt;20&gt;</u>		<u>aliran &lt;23&gt;</u>	
H <sub>2</sub> S	96026,50	H <sub>2</sub> S	31283,66
CO <sub>2</sub>	527513,57	CO <sub>2</sub>	171043,41
O <sub>2</sub>	39582,91	O <sub>2</sub>	13025,30
N <sub>2</sub>	476552,48	N <sub>2</sub>	157346,97
SO <sub>2</sub>	0,51	SO <sub>2</sub>	0,17
SO <sub>3</sub>	5545,15	SO <sub>3</sub>	1789,77
H <sub>2</sub> O	41971,84		374489,26
	1187192,95	<u>aliran &lt;22&gt;</u>	
<u>aliran &lt;27&gt;</u>		H <sub>2</sub> O	16850,64
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> tot	1052459,82	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	177346,73
H <sub>2</sub> O tot	13984,16	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> tot	1412768,49
	1066443,98	H <sub>2</sub> O tot	18352,75
			1625318,61
ΔH <sub>r</sub> 25°C	-27559,14	Q terserap	226269,91
<b>Jumlah</b>	<b>2226077,79</b>	<b>Jumlah</b>	<b>2226077,79</b>

## APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

### 1. Blower



Fungsi : Untuk menghisap dan menghembuskan udara menuju ke drying tower

Tipe : Centrifugal

Jumlah : 2 unit

Bahan konstruksi : *carbon steel*

Kondisi operasi

Rate massa : 3354.45 kg/jam

P udara : 1 atm = 15 psia

T udara : 30 °C = 86 °F

$\rho$  : 12.036 kg/m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned}
 \text{- Laju alir volumetrik gas, } Q &= \frac{F}{\rho} \\
 &= \frac{3354.45 \text{ kg/jam}}{12.036 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 278.71 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

- Daya blower, P

Effisiensi ( $\eta$ ) = 80%

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{144 \times \eta \times Q}{33000} \\
 &= \frac{144 \times 1 \times 278.71}{33000} \\
 &= 0.97295 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

maka dipilih blower dengan daya motor 1 hp

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: G-111
Fungsi	: Menghembuskan udara ke <i>Drying Tower</i>
Tipe Alat	: <i>Centrifugal</i>
Kapasitas	: 3354.45 kg/min
Power	: 1 hp
Jumlah	: 2 unit

**2. Pompa H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**

Fungsi : Memompa asam sulfat dari storage 2 ke drying tower

Type : Centrifugal

Jumlah : 2 unit

Bahan konstruksi

Kondisi operasi :

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 80 °C

Laju alir massa = 39467.68 kg/jam

= 24.17 lb/detik

Densitas = 1,795.80 kg/m<sup>3</sup>

= 112.11 lb/ft<sup>3</sup>

Viskositas = 5.1 cps

= 0.0034 lb/ft.dt

= 0.0051 kg/m.dt

Perhitungan

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir volumetrik, Q} &= \frac{F}{\rho} \\
 &= \frac{24.17 \text{ lb/detik}}{112.11 \text{ lb/ft}^3}
 \end{aligned}$$

$$= 0.22 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Perencanaan Pompa

Asumsi : Aliran Laminar (Nre>2100) (Timmerhause, pers 16 hal 496)

$$\begin{aligned} \text{Di optimum} &= 0.363 \times Q^{0.45} \times \mu^{0.13} \\ &= 0.363 \times 0.501 \times 0.5 \\ &= 0.092 \text{ ft} \\ &= 1.10 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendiks A. 5-1 Geankoplis ditentukan :

$$\begin{aligned} \text{Nominal pipe size} &= 1 \frac{1}{4} \text{ in} \\ &= 0.0318 \text{ m} \\ \text{Schedule number} &= 80 \\ \text{Outside diameter} &= 1.66 \text{ in} \\ &= 0.0422 \text{ m} \\ \text{Indise diameter} &= 1.278 \text{ in} \\ &= 0.032 \text{ m} \\ \text{Inside sect. Area} &= 0.00891 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Jenis Aliran

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q}{A_i} = \frac{0.216 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0089 \text{ ft}^2} = 24.1966 \text{ ft/s} \\ &= 7.3752 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\mu} \\ &= \frac{1,795.8 \times 7.3752 \times 0.032}{0.0051} \\ &= 84,300.02 \end{aligned}$$

Karena  $N_{re} > 2100$ , maka asumsi aliran turbulen benar  
 Ukuran pipa keluar dipilih = 1 1/4 in Sch 80

Perhitungan friction losses

a. Friksi pada pipa lurus

Panjang pipa yang digunakan

-	pipa lurus	=		=	50 m
-	4 elbow 90 oC	=	4 x 35 x 0.032	=	5 m
-	1 gate valve	=	1 x 300 x 0.032	=	10 m
<hr/>					
	total pipa	=		=	64 m

Bahan yang digunakan:

Untuk pipa *commercial steel*,  $\epsilon = 0.000046$  m

ID = 0.032 m

Panjang total pipa lurus = 64 m

$N_{re} = 84,300.02$  (aliran turbulen)

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0.000046 \text{ m}}{0.032 \text{ m}} = 0.0014 \text{ m}$$

Dengan memplotkan  $\epsilon/D$  dan  $N_{re}$  didapatkan faktor friksi :

$$f = 0.005 \text{ (Sumber: Geankoplis, fig 2.10-3)}$$

Sehingga *friction loss* :

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2} \\ &= \frac{4 \times 0.005 \times 64.283 \times 7.38^2}{0.032 \times 2} \\ &= 1077.164 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

b. *Sudden contraction*

Friksi yang terjadi karena adanya perpindahan dari luas penampang besar ke luas penampang kecil

Untuk aliran turbulen,  $\alpha = 1$  (*Geankoplis, hal 98*)

$$h_c = K_c \frac{v_2^2}{2\alpha}$$

$$K_c = 0.55 \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

Karena  $A_2$  jauh lebih kecil dari  $A_1$ , maka  $A_2/A_1$  dianggap 0, sehingga, harga  $K_c$

$$h_c = \frac{0.550 \times (7.375)^2}{2 \times 1} = 14.9583 \text{ J/kg}$$

c. Friksi Pada Elbow dan valve

1 Friksi pada elbow :

Digunakan 4 buah elbow  $90^\circ$

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Geankoplis, tabel 2.10-1})$$

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2\alpha} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-17})$$

$$h_f = 4 \times 0.75 \times \frac{7.375^2}{2 \times 1}$$

$$h_f = 81.5909 \text{ J/kg}$$

2 Friksi pada Valve

Digunakan 1 buah Gate Valve

$$K_f = 0.17 \quad (\text{Geankoplis, tabel 2.10-1})$$

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2\alpha} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-17})$$

$$h_f = 0.75 \times \frac{7.3752^2}{2 \times 1}$$

$$h_f = 20.398 \text{ J/kg}$$

$$h_{ftota} = 101.99 \text{ J/Kg}$$

d. Sudden Enlargement Losses

Friksi yang terjadi karena adanya perpindahan dari luas penampang kecil ke luas penampang besar

Untuk aliran turbulen,  $\alpha = 1$  (*Geankoplis, hal 98*)

$$h_{ex} = K_{ex} \frac{v_2^2}{2\alpha}$$

$$K_{ex} = \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

Karena  $A_2$  jauh lebih kecil dari  $A_1$ , maka  $A_2/A_1$

dianggap 0, sehingga, harga  $K_c = 1$

$$h_{ex} = \frac{7.375^2}{2 \times 1} = 27.20 \text{ J/kg}$$

Friksi total pada pompa

$$\begin{aligned} \Sigma F &= F_f + h_c + h_f(\text{elbow} + \text{valve}) + h_{ex} \\ &= 1077.164 + 14.958 + 101.99 + 27.20 \\ &= 1221.31 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

4. Daya Pompa

Persamaan Bernoulli

$$-W_s = \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + (Z_2 - Z_1) \times g + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha} + \Sigma F$$

(*Geankoplis, pers. 2.7-28*)

Dimana :

Tekanan keluar tangki ( $P_1$ )

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$



Tekanan masuk tangki (P2)

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$\Delta P = 0 \text{ Pa}$$

$$\Delta Z = 10 \text{ m}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0 \text{ m/s}$$

$$-W_s = \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + (Z_2 - Z_1) \times g + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \alpha} + \Sigma F$$

$$-W_s = \frac{0}{1795.8} + 10 \times 9.8 + \frac{0}{2 \times 1} + 1221.3$$

$$-W_s = 0 + 98 + 0 + 1221.31$$

$$-W_s = 1319.31$$

$$W_s = -1319.31 \text{ J/kg}$$

$$W_s = -\eta \times W_p \quad \text{Geankoplis, hal 104)}$$

$$-1319.31 = -0.8 \times W_p$$

$$W_p = 1649.1 \text{ J/kg}$$

## 5. Power Pompa

$$\text{Mass flowrate} = 39467.68 \text{ kg/jam}$$

$$= 10.96 \text{ kg/s}$$

$$W_p = 1649.13 \text{ J/kg}$$

$$\text{Brake Horse Power} = \text{mass flowrate} \times W_p$$

*Geankoplis, hal 104)*

$$= 10.963 \text{ kg/s} \times 1649.13 \text{ J/kg}$$

$$= 18079.86 \text{ W}$$

$$= 18.08 \text{ kW}$$

$$= 24.236 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 25.0 Hp

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode Alat	: L-331
Fungsi	: Memompa asam sulfat dari storage 2 ke drying tower
Tipe Alat	: <i>Centrifugal</i>
Section Area	: 0.009 ft <sup>2</sup>
Diameter Luar	: 1.660 in
Diameter Dalam	: 1.278 in
Power	: 25.0 hp
Jumlah	: 2 unit

**3. Converter (R-210)**

Fungsi	: Mereaksikan SO <sub>2</sub> dengan O <sub>2</sub> untuk menghasilkan SO <sub>3</sub>
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade A
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas atas dan bawah torispherical head
Jumlah	: 1 unit
Kondisi Operasi	
Tekanan	: 1 atm : 14.70 psi
Temperatur	: 430 °C
Laju alir massa	: 469.67 kg/jam

Menentukan ukuran tangki

Untuk perancangan, volume reaktor diambil 120 % dari volume larutan menghitung volume reaktor :

dalam reaktor terdapat :

**Converter Bed 1**

Komponen	Feed (kg/jam)	Wi	Densitas	Wi/Densitas	Mol
				(kg/m <sup>3</sup> )	
H <sub>2</sub> S	499.03	0.0726	1.36	0.05335	14.68
SO <sub>2</sub>	469.67	0.0683	2.63	0.02597	7.339
CO <sub>2</sub>	2906.09	0.4226	1.98	0.21341	66.05
O <sub>2</sub>	352.25	0.0512	1.43	0.03582	11.01
N <sub>2</sub>	2650.29	0.3854	1.25	0.30829	94.65
Total	6877.33	1		0.63685	193.7

Densitas Campuran

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \frac{1.00}{\Sigma(\text{fraksi berat}/\rho \text{ bahan})} \\ &= 1.57 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0.10 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Densitas campuran} = 1.57 \text{ kg/m}^3 = 0.10 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Massa} = 6877.33 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Rate volumetrik} = 4379.80 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\tau = \frac{C_{AO} \cdot X_A}{-r_A}$$

$$V = \frac{F_{AO} \cdot X_A}{-r_A}$$

Dimana :  $\tau$  = Waktu tinggal (jam)  
 $V$  = Volume reaktor ( $m^3$ )  
 $C_{AO}$  = Konsentrasi feed masuk ( $kmol/m^3$ )  
 $F_{AO}$  = Laju alir molar ( $kmol/jam$ )  
 $X_A$  = Konversi  
 $-r_A$  = Kecepatan reaksi ( $kmol/m^3 \text{ jam}$ )

$$\tau = 2 \text{ sekon} = 0.001 \text{ jam}$$

$$F_{AO} = 469.67 \text{ kmol/jam}$$

$$C_{AO} = \frac{\text{mol masuk}}{\text{volume feed}}$$

$$C_{AO} = 0.11 \text{ kmol/m}^3$$

$$X_A = 0.60$$

$$-r_A = \frac{C_{AO} \times X_A}{\tau}$$

$$= \frac{0.11 \times 0.60}{0.001}$$

$$= 115.81$$

$$V = \frac{F_{AO} \times X_A}{-r_A}$$

$$V = \frac{469.67 \times 0.60}{115.81}$$

$$= 2.43 \text{ m}^3$$

**Converter Bed 2**

Komponen	Feed (kg/jam)	Wi	Densitas	Wi/Densitas (kg/m3)	Mol
H <sub>2</sub> S	499.03	0.0726	1.36	0.05335	14.7

SO <sub>2</sub>	187.87	0.0273	2.63	0.01039	2.9
CO <sub>2</sub>	2906.09	0.4226	1.98	0.21341	66.0
O <sub>2</sub>	281.80	0.041	1.43	0.02865	8.8
N <sub>2</sub>	2650.29	0.3854	1.25	0.30829	94.7
SO <sub>3</sub>	352.25	0.0512	1920	0.00003	4.4
Total	6877.33	1		0.61413	191.5

Densitas Campuran

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \frac{1.00}{\Sigma(\text{fraksi berat}/\rho \text{ bahan})} \\ &= 1.63 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0.10 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Densitas campuran = 1.63 kg/m<sup>3</sup> = 0.10 lb/ft<sup>3</sup>

Massa = 6877.3 kg/jam

Rate volumetrik = 4223.6 m<sup>3</sup>/jam

$$\tau = \frac{C_{AO} \cdot X_A}{-r_A}$$

$$V = \frac{F_{AO} \cdot X_A}{-r_A}$$

- Dimana :
- $\tau$  = Waktu tinggal (jam)
  - $V$  = Volume reaktor (m<sup>3</sup>)
  - $C_{AO}$  = Konsentrasi feed masuk (kmol/m<sup>3</sup>)
  - $F_{AO}$  = Laju alir molar (kmol/jam)
  - $X_A$  = Konversi
  - $-r_A$  = Kecepatan reaksi (kmol/m<sup>3</sup> jam)

$$\tau = 2 \text{ sekon} = 0.001 \text{ jam}$$

$$F_{AO} = 187.87 \text{ kmol/jam}$$

$$C_{AO} = \frac{\text{mol masuk}}{\text{volume feed}}$$

$$C_{AO} = 0.04 \text{ kmol/m}^3$$

$$X_A = 0.27$$

$$\begin{aligned} -r_A &= \frac{C_{AO} \times X_A}{\tau} \\ &= \frac{0.04 \times 0.27}{0.001} \\ &= 21.62 \end{aligned}$$

$$V = \frac{C_{AO} \times X_A}{-r_A}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{187.87 \times 0.27}{21.62} \\ &= 2.35 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### Converter Bed 3

Komponen	Feed (kg/jam)	Wi	$\rho$	Wi/ $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Mol
H <sub>2</sub> S	499.03	0.0726	1.36	0.053354	14.6772
SO <sub>2</sub>	24.42	0.0036	2.63	0.00135	0.38161
CO <sub>2</sub>	2906.09	0.4226	1.98	0.213415	66.0475
O <sub>2</sub>	240.94	0.035	1.43	0.024499	7.52942
N <sub>2</sub>	2650.29	0.3854	1.25	0.308293	94.6531
SO <sub>3</sub>	556.56	0.0809	1920	4.21E-05	0.38
Total	6877.33	1		0.600953	183.671

Densitas Campuran

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \frac{1.00}{\Sigma(\text{fraksi berat}/\rho \text{ bahan})} \\ &= 1.66 \quad \text{kg/m}^3 \\ &= 0.10 \quad \text{lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Densitas campuran} = 1.66 \quad \text{kg/m}^3 = 0.10 \quad \text{lb/ft}^3$$

$$\text{Massa} = 6877.3 \quad \text{kg/jam}$$

$$\text{Rate volumetrik} = 4133.0 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$\tau = \frac{C_{AO} \cdot X_A}{-r_A}$$

$$V = \frac{F_{AO} \cdot X_A}{-r_A}$$

Dimana :  $\tau$  = Waktu tinggal (jam)

$V$  = Volume reaktor ( $\text{m}^3$ )

$C_{AO}$  = Konsentrasi feed masuk ( $\text{kmol/m}^3$ )

$F_{AO}$  = Laju alir molar ( $\text{kmol/jam}$ )

$X_A$  = Konversi

$-r_A$  = Kecepatan reaksi ( $\text{kmol/m}^3 \text{ jam}$ )

$$\tau = 2 \quad \text{sekon} = 0.001 \quad \text{jam}$$

$$F_{AO} = 24.42 \quad \text{kmol/jam}$$

$$C_{AO} = \frac{\text{mol masuk}}{\text{volume feed}}$$

$$C_{AO} = 0.01 \text{ kmol/m}^3$$

$$X_A = 0.07$$

$$-r_A = \frac{C_{AO} \times X_A}{\tau}$$

$$= \frac{0.01 \times 0.07}{0.001}$$

$$= 0.74$$

$$V = \frac{F_{AO} \times X_A}{-r_A}$$

$$V = \frac{24.42 \times 0.07}{0.74}$$

$$= 2.30 \text{ m}^3$$

**Converter Bed 4**

Komponen	Feed (kg/jam)	Wi	$\rho$	Wi/ $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Mol
H <sub>2</sub> S	499.03	0.07887	1.36	0.058	14.677
SO <sub>2</sub>	1.47	0.00023	2.63	0.000	0.0229
CO <sub>2</sub>	2906.09	0.45930	1.98	0.232	66.048
O <sub>2</sub>	235.20	0.03717	1.43	0.026	7.3501
N <sub>2</sub>	2650.29	0.41887	1.25	0.335	94.653
SO <sub>3</sub>	35.12	0.00555	1920	0.000	Keluar
Total	6327.19	1		88.098	182.75

Densitas Campuran

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1.00}{\Sigma(\text{fraksi berat}/\rho \text{ bahan})}$$

$$= \frac{0.01 \text{ kg/m}^3}{0.0007}$$

$$= 14.2857 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas campuran} = 0.01 \text{ kg/m}^3 = 0.0007 \text{ lb/ft}^3$$



Massa = 6327.2 kg/jam

Rate volumetrik = 557410.84 m<sup>3</sup>/jam

$$\tau = \frac{C_{AO} \cdot X_A}{-r_A}$$

$$V = \frac{F_{AO} \cdot X_A}{-r_A}$$

- Dimana :
- $\tau$  = Waktu tinggal (jam)
  - $V$  = Volume reaktor (m<sup>3</sup>)
  - $C_{AO}$  = Konsentrasi feed masuk (kmol/m<sup>3</sup>)
  - $F_{AO}$  = Laju alir molar (kmol/jam)
  - $X_A$  = Konversi
  - $-r_A$  = Kecepatan reaksi (kmol/m<sup>3</sup> jam)

$\tau = 2 \text{ sekon} = 0.001 \text{ jam}$

$F_{AO} = 1.47 \text{ kmol/jam}$

$$C_{AO} = \frac{\text{mol masuk}}{\text{volume feed}}$$

$C_{AO} = 0.0000026 \text{ kmol/m}^3$

$X_A = 0.06$

$$\begin{aligned} -r_A &= \frac{C_{AO} \times X_A}{\tau} \\ &= \frac{0.0000026 \times 0.06}{0.001} \\ &= 0.00027 \end{aligned}$$

$$V = \frac{F_{AO} \times X_A}{-r_A}$$

$$V = \frac{1.47 \times 0.06}{0.00027}$$

$$= 309.67 \text{ m}^3$$

Untuk perancangan, diberikan faktor kelonggaran 20% maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= 1.2 \times 316.75 \text{ m}^3 \\ &= 380.10 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume larutan 80% dari volume reaktor, maka :

$$\text{Volume tangki} = \frac{\text{Volume larutan}}{0.80}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= 380.10 \times 0.80 \\ &= 304.08 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Ditetapkan H/D} = 4.00$$

$$\text{Volume} = \pi/4 \times D^2 \times H$$

$$380.10 = \pi/4 \times D^2 \times 4 D$$

$$D = 4.95 \text{ m} = 194.8 \text{ in} = 16.23 \text{ ft}$$

$$H = 19.79 \text{ m} = 779.0 \text{ in} = 64.92 \text{ ft}$$

#### Menentukan tebal shell

$$\text{Diameter dalam} = 4.95 \text{ m} = 194.75 \text{ in}$$

$$\text{Suhu operasi} = 430 \text{ }^\circ\text{C} = 806 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Pop} = 14.70 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} \text{Pdes} &= 1,2 \times \text{Pop} \\ &= 17.64 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{Stainless steel SA 229}$$

$$f = 18750 \text{ psi}$$

(appendix D, Brownell-Young)

$$c = \text{Faktor korosi} = 0.125 \text{ in}$$

$$E = \text{Efisiensi sambungan} = 0.80$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell-Young :

$$t = \frac{p \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 p} + c$$

$$= 0.24 \text{ in} = 4/16 \text{ in}$$

$$\text{Dipakai tebal shell standar, } t = 0.19 \text{ in} = 0.005 \text{ m}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \cdot t = 195.13 \text{ in}$$

$$\text{Dari tabel 5.7 Brownell-Young, OD yang sesuai} = 66 \text{ in}$$

$$\text{Koreksi: ID} = \text{OD} - 2t = 66 - 2 \times 3/16$$

$$= 65.63 \text{ in} = 1.67 \text{ m}$$

### Menentukan tebal head dan volume head

Bentuk head = torispherical dished head

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$t_h = \frac{0.855 p \cdot r + c}{f \cdot E - 0.1 p}$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young : (Kusnoharjo, hal 94)

$$i_{cr} = 4.00 \text{ in}$$

$$r = 66.00 \text{ in}$$

maka :

$$t_h = 0.19 \text{ in}$$

$$t_h = 0.19 \text{ in}$$

$$\text{Dipakai tebal head} = 3/16 \text{ in}$$

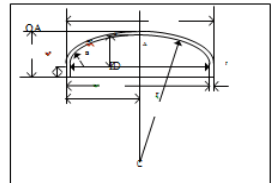
$$i_{cr}/\text{OD} = 0.06 = 6 \%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head:

$$V = 4.9E-05 \times (Di)^3 = 13.85 \text{ ft}^3 = 0.39 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} th_a &= 3/16 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, table 5.7, p.91}) \\ sf &= 2.00 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, table 5.6, p.88}) \\ icr &= 4.00 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, table 5.7, p.90}) \\ r &= 66.00 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= ID/2 = 32.81 \text{ in} \\ AB &= a - icr = 28.81 \text{ in} \\ BC &= r - icr = 62.00 \text{ in} \\ AC &= \sqrt{(BC^2 - AB^2)} \\ &= 54.90 \text{ in} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} b &= r - AC = 11.10 \text{ in} \\ OA &= b + sf + th = 13.29 \text{ in} = 0.34 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi tinggi tangki} &= \text{tinggi reaktor} + 2 \times \text{tinggi head} \\ &= 20.46 \text{ m} \end{aligned}$$

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	: R-210
Kapasitas	: 380.10 m <sup>3</sup>
Outside Diameter	: 66.00 in
Inside Diameter	: 65.63 in
Tinggi Tangki	: 20.46 m
Tebal Tangki	: 0.19 in
Tebal tutup atas	: 3/16 in
Tebal tutup bawah	: 3/16 in
Jenis las	: Double Welded Butt Joint

Bahan Konstruksi : Stainless Steel SA-229

---

#### 4. Furnace

Panas yang diperlukan Furnace : 6638803.26 kcal/jam  
 : 26327741.37 Btu/jam  
 Jenis *Furnace* yang digunakan *type box and Evans* (*Kern, hal 679*)  
 Bahan Bakar yang diperlukan : 768.018 kg/jam  
 : 1693.17 lb/jam  
 Jumlah udara yang diperlukan untuk pembakaran : 352 kg/jam  
 : 776.578 ja

#### Menentukan luas permukaan dengan cara Lobo dan Evans

$$Q = Q_r + Q_A + Q_s + Q_s - Q_w - Q_G \quad (19.11)$$

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

$Q_s$  = sensible heat above 60°F in recirculated flue gases, Btu/hr

$Q_w$  = sensible heat above 60°F in steam used for oil atomization, Btu/hr

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

$$Q_F = \underline{3.96832 \times 6638803}$$

$$= 0.9 \times 29272106.4 \text{ Btu/jam}$$

**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,

$$W = \text{Fuel Rate} \quad (1693.17 \text{ lb/jam})$$

$$G' = \text{Ratio of air to fuel} \quad (0.45865 \text{ lb/lb})$$

$$T_G = 550$$

$$C_{av} = \text{Average specific heat of flue gases} \quad (0.7 \text{ Btu/(lb)}^\circ\text{F})$$

Sehingga,

$$Q_G = 1693.17 \times (1 + 0.459) \times 30 \times 1 = 51864.78 \text{ Btu/jam}$$

**Mencari besarnya nilai  $Q_A$**

$$Q_A = \text{Panas sensibel di atas } 60^\circ\text{F pada pembakaran udara, Btu/jam}$$

$$Q_A = W_{\text{udara}} \times C_p \text{ udara} \times (T_2 - T_1) \quad (T \text{ dalam } ^\circ\text{F})$$

$$Q_A = 352 \times 1 \times 1.04$$

$$= 366.344 \text{ kcal/jam}$$

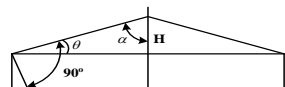
$$= 90.8014 \text{ Btu/jam}$$

$$Q_R = 0 \text{ (karena tidak ada flue gas yang didaur ulang)}$$

$$Q_S = 0 \text{ (diabaikan karena tidak menggunakan steam)}$$

**Mencari besarnya nilai  $Q_w$**

Asumsi panas yang hilang = 2%



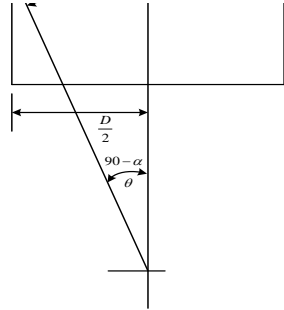
$$Q_w = Q_F \times 2\%$$

$$= 585442 \text{ Btu/jam}$$

Sehingga,

$$Q = Q_F + Q_A + Q_R + Q_S - Q_W - Q_G$$

$$Q = 28634890.3$$



**Perhitungan  $A_{cp}$  permukaan dingin ekuivalen (equivalent cold plane surface)**

Dari Tabel 11 diambil NPS 4 in IPS Schedule no 40

$$ID = 4.026 \text{ in} = 0.335 \text{ ft}$$

$$OD = 4.5 \text{ in} = 0.375 \text{ ft}$$

$$A = 12.7 \text{ in}^2 = 0.088 \text{ ft}$$

$$\text{Asumsi} = \text{jarak pusat ke pusat tabung} = 6 \text{ in} = 0.5 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang dapur pembakaran} = 4 \text{ ft}$$

Pemilihan dapur pembakaran bentuk kotak, dipilih sebagai berikut :

$$1 - 1 - 2 \quad (\text{Kern, hal 691})$$

$$\text{Lebar Dapur Pembakaran} = 1 \times \text{Panjang Dapur}$$

$$= 4.2 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Tabung Pembakaran} = 2 \times \text{Panjang Dapur}$$

$$= 8.4 \text{ ft}$$

**Mencari Volume Furnace**

Dari Neraca Massa

Komponen	Masuk (kg/jam)	Massa (lb/jam)	$\rho_i$ (lb/ft <sup>3</sup> )	$x_i$	$x_i/\rho_i$
H <sub>2</sub> S	748.54	1646.79	0.08490	0.107	1.257765
CO <sub>2</sub>	2906.09	6393.40	0.11487	0.415	3.609239
O <sub>2</sub>	704.51	1549.92	0.08927	0.101	1.125832
N <sub>2</sub>	2650	5830.63	0.07804	0.378	4.845151
Total	7009.43	15420.7	12.21	1	10.83799

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \sum \frac{x_i}{\rho_i}$$

Dengan,

$x_i$  = Fraksi massa komponen  $i$

$\rho_i$  = Massa jenis komponen  $i$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{10.8379879}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 0.09226805 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Feed} &= \frac{\text{Massa Feed}}{\rho_{\text{campuran}}} \\ &= \frac{15420.74}{0.09} \\ &= 167129.74 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Sehingga V dapur} = 501389.232 \text{ ft}^3 = 14189.3 \text{ m}^3$$

$$\text{Ratio of center to center /OD} = 1.3$$

$$\text{Sehingga harga } \alpha = 0.3 \text{ (al 688)}$$

$$\begin{aligned} A_{cp} \text{ pertabung} &= \text{Jarak dari pusat ke pusat tabung x panjang tabung} \\ &= 0.4999 \times 4.2 \\ &= 2.0995 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \alpha A_{cp}/\text{tabung} &= 0.3 \times 2.099 \\ &= 0.62984 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\alpha A_{cp} = (\text{Effective cold surface, ft}^3)$$

*Refractory Surface*

$$\text{End walls} = 4 \times 8 = 35.28 \text{ ft}^3$$

$$\text{Side wall} = 2 \times 4 \times 8 = 70.56 \text{ ft}^3$$

$$\text{Floor and arch} = 4 \times 4 = \underline{17.64 \text{ ft}^3}$$



$$A_T = \text{Luas permukaan dapur pembakaran (ft}^2\text{)} = \frac{123.48}{A_T}$$

**Perhitungan Ruang Reaksi**

Komponen masuk ruang reaksi

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa Jenis (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> S	748.54	1.36	550.40
CO <sub>2</sub>	2906.09	1.84	1579.40
O <sub>2</sub>	704.51	1.43	492.66
N <sub>2</sub>	2650.29	1.25	2120.23
Total	7009.43		4742.69

Tangki ini berfungsi untuk mereaksikan bahan baku

**Menentukan Bahan Konstruksi**

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Stainless steel TP-304 dengan pertimbangan :

- a. Bahan Bereaksi berupa bahan korosif
- b. Tahan Terhadap suhu tinggi
- c. *Maximum allowable stress* cukup besar = 1.4 kip/in<sup>2</sup>  
 (Perry 7th ed, tabel 10-49) = 1400 psi  
 dengan massa jenis campuran = 1.477944 kg/m<sup>3</sup>  
 = 0.092268 lb/ft<sup>3</sup>  
 Total Volume masuk = 4742.69 m<sup>3</sup>  
 = 39784.69 bbl

$$\text{Safety Factor tangki} = 10\%$$

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 43763.1644 \text{ bbl}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki,

Dari Appendix E hal 358 (Process Equipment Design, Brownell & Young), dipilih tangki dengan kapasitas, 47590 bbl dengan spesifikasi sebagai berikut

- a. Diameter (D) = 90 ft
- b. Tinggi = 42 ft
- c. Jumlah Course = 7 buah
- d. Allowable Vertical Weld Joint = 0.1563 ft
- e. Butt-welded Courses = 72 in  
= 6 ft

Menghitung tebal dan panjang shell course ,

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17 (Brownell & Young)

Berdasarkan circumferential stress ,

$$t = \frac{P \times d}{2 \times f \times E} + c$$

$$d = 12 \times D$$

t = Thickness of shell , in

P = Internal pressure , psi

d = Inside Diameter , in

f = Allowable stress , psi

E = Join efficiency , -

c = Corrosion allowance , in

Karena densitas dari asam sulfat tidak melebihi densitas air pada 60°F,

maka digunakan persamaan 3.17

3.17 untuk *hydrostatic test*

$$\begin{aligned}
 P_{op} &= \rho \times \frac{H}{144} \\
 P_{des} &= 1.2 \times P_{op} \\
 &= 1.2 \times \rho \times \frac{H}{144} \\
 &= 1.2 \times 0.092268 \times \frac{H}{144} \\
 &= 0.00077 \quad H \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk pengelasan, digunakan *double-welded butt joint*,

dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 E &= 80\% \quad (\text{Brownell \& Young, page 254}) \\
 c &= 0.125
 \end{aligned}$$

Sehingga t dapat dihitung,

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{P_{des} \times d}{2 \times f \times E} + c \\
 &= \frac{0.000769 \times H \times 1080}{2 \times 1400 \times 0.8} + 0.125 \\
 &= 0.12537 \times H
 \end{aligned}$$

Sedangkan panjang *shell course* dihitung menggunakan persamaan,

$$L = \frac{\pi \quad d \quad - \quad Weld \ Length}{12n}$$

(Brownell & Young, page 55)

$$\begin{aligned}
 Weld \ Length &= \text{Jumlah Course} \times \text{Allowable Welded Joint} \\
 n &= \text{Jumlah Course}
 \end{aligned}$$

*Course 1*

$$\begin{aligned}
 t_1 &= 0.125 \times H \\
 &= 0.125 \times 42
 \end{aligned}$$

$$= 5.27 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk course 1, dipilih plate dengan ketebalan} &= 5.27 \text{ in} \\ &= 5 \frac{4}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_1 &= ( 12 \times D ) + t_1 \\ &= 1080 + 5.27 \\ &= 1085.27 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_1 &= \frac{\pi \times 1085.27 - ( 7 \times 0.16 )}{84} \\ &= 40.555 \text{ ft} \\ &= 40 \text{ ft } 6.66 \text{ in} \\ &= 40 \text{ ft } 6 \frac{11}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

*Course 2*

$$\begin{aligned} t_2 &= 0.125 \times H \\ &= 0.125 \times 36 \\ &= 4.50 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk course 2, dipilih plate dengan ketebalan} &= 4.50 \text{ in} \\ &= 4 \frac{8}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_2 &= ( 12 \times D ) + t_2 \\ &= 1080 + 4.50 \\ &= 1084.50 \text{ in} \end{aligned}$$

$$L_2 = \frac{\pi \times 1084.5 - ( 7 \times 0.16 )}{84}$$

$$\begin{aligned}
 &= 40.5263 \text{ ft} \\
 &= 40 \text{ ft} \quad 6.32 \text{ in} \\
 &= 40 \text{ ft} \quad 6 \frac{5}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

*Course 3*

$$\begin{aligned}
 t_3 &= 0.125 \times H \\
 &= 0.125 \times 30 \\
 &= 3.75 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Untuk } course \ 3, \text{ dipilih } plate \text{ dengan ketebalan} &= 3.75 \text{ in} \\
 &= 3 \frac{12}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned}
 d_3 &= (12 \times D) + t_3 \\
 &= 1080 + 3.75 \\
 &= 1083.75 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$L_3 = \frac{\pi \times 1083.8 - (7 \times 0.16)}{84}$$

$$\begin{aligned}
 &= 40.49827381 \text{ ft} \\
 &= 40 \text{ ft} \quad 5.98 \text{ in} \\
 &= 40 \text{ ft} \quad 6 \text{ in}
 \end{aligned}$$

*Course 4*

$$\begin{aligned}
 t_4 &= 0.125 \times H \\
 &= 0.125 \times 24 \\
 &= 3.00 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Untuk } course \ 4, \text{ dipilih } plate \text{ dengan ketebalan} &= 3.00 \text{ in} \\
 &= 3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_4 &= ( 12 \times D ) + t_4 \\ &= 1080 + 3.00 \\ &= 1083.00 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_4 &= \frac{\pi \times 1083.00 - ( 7 \times 0.16 )}{84} \\ &= 40.4702381 \text{ ft} \\ &= 40 \text{ ft } 5.64 \text{ in} \\ &= 40 \text{ ft } 5 \frac{10}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

*Course 5*

$$\begin{aligned} t_5 &= 0.125 \times H \\ &= 0.125 \times 18 \\ &= 2.25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk } course \ 5, \text{ dipilih } plate \text{ dengan ketebalan} &= 2.25 \text{ in} \\ &= 2 \frac{4}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_5 &= ( 12 \times D ) + t_5 \\ &= 1080 + 2.25 \\ &= 1082.25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_5 &= \frac{\pi \times 1082.25 - ( 7 \times 0.16 )}{84} \\ &= 40.44220238 \text{ ft} \\ &= 40 \text{ ft } 5.31 \text{ in} \\ &= 40 \text{ ft } 5 \frac{5}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

*Course 6*

$$\begin{aligned} t_6 &= 0.125 \times H \\ &= 0.125 \times 12 \end{aligned}$$

$$= 1.50 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk course 6, dipilih plate dengan ketebalan} &= 1.50 \text{ in} \\ &= 1 \frac{8}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_6 &= ( 12 \times D ) + t_6 \\ &= 1080 + 1.50 \\ &= 1081.50 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_6 &= \frac{\pi \times 1081.50 - ( 7 \times 0.16 )}{84} \\ &= 40.41416667 \text{ ft} \\ &= 40 \text{ ft } 4.97 \text{ in} \\ &= 40 \text{ ft } 5 \text{ in} \end{aligned}$$

*Course 7*

$$\begin{aligned} t_7 &= 0.125 \times H \\ &= 0.125 \times 6 \\ &= 0.75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk course 7, dipilih plate dengan ketebalan} &= 0.75 \text{ in} \\ &= 12/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_7 &= ( 12 \times D ) + t_7 \\ &= 1080 + 0.75 \\ &= 1080.75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$L_7 = \frac{\pi \times 1080.75 - ( 7 \times 0.16 )}{84}$$

$$\begin{aligned}
 &= 40.38613095 \quad \text{ft} \\
 &= 40 \quad \text{ft} \quad 4.63 \quad \text{in} \\
 &= 40 \quad \text{ft} \quad 4 \frac{10}{16} \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Menghitung head tangki,

Tebal *cone* digunakan standar yaitu : 1 in

(Brownell & Young, page 64)

Menghitung  $\theta$  (sudut elemen *cone* terhadap horizontal)

$$\begin{aligned}
 \sin\theta &= \frac{D}{\sqrt{430^2 + 90^2}} \\
 &= \frac{90}{\sqrt{430^2 + 90^2}} \\
 &= 0.21
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \theta &= \text{ArcSin } 0.21 \\
 &= 0.211 \\
 &= 12.08 \text{ Degree}
 \end{aligned}$$

Tinggi *head* (H) dapat dihitung dengan persamaan,

$$\text{tg}\theta = \frac{H}{0.5 \times D}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 0.5 \times D \times \text{tg } \theta \\
 &= 0.5 \times 90 \times 0.082 \\
 &= 3.69 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal *head* tangki,

Tekanan yg dimasukkan dalam perhitungan adalah tekanan operasi + *Safety factornya*



$$\begin{aligned}
 \text{Safety factor} &= 10\% \\
 P_{+\text{Safety Factor}} &= 16.17 \text{ psi} \\
 t_h &= \frac{P \times D + c}{2 \times \cos \theta \times \left( \frac{f \times E}{1 \times P} \right) + 0.1250} \\
 &= \frac{16 \times 1080}{2 \times 0.997 \times \left( \frac{1120}{9.7} \right) + 0.1250} \\
 &= 8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal head dan volume head

Bentuk head = torispherical dished head

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$t_h = \frac{0.855 p \cdot r}{f \cdot E - 0.1 p} + c$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young : (Kusnoharjo, hal 94)

$$icr = 4.00 \text{ in}$$

$$r = 66.00 \text{ in}$$

maka :

$$\begin{aligned}
 t_h &= \\
 &= 0.13 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$t_h = 0.13 \text{ in}$$

$$\text{Dipakai tebal head} = 3/16 \text{ in}$$

$$icr/OD = 0.004 = 0.4 \%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head:

$$V = 4.9E-05 \times (Di)^3 = 35.72100 \text{ ft}^3 = 1.0115 \text{ m}^3$$

$$t_{ha} = 3/16 \text{ in} \text{ (Brownell and Young, table 5.7, p.91)}$$

$$sf = 2.00 \text{ in} \text{ (Brownell and Young, table 5.6, p.88)}$$

$$icr = 4.00 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, table 5.7, p.90})$$

$$r = 66.00 \text{ in}$$

$$a = D/2 = 45.00 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 41.00 \text{ in}$$

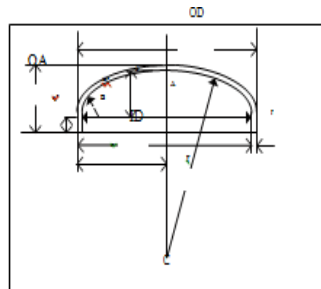
$$BC = r - icr = 62.00 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC^2 - AB^2)} = 46.51 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 19.49 \text{ in}$$

$$OA = b + sf + th = 21.68 \text{ in} = 0.55 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi tinggi tangki} &= \text{tinggi reaktor} + 2 \times \text{tinggi head} \\ &= 1.10 \text{ m} \end{aligned}$$



### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Spesifikasi	Keterangan
Furnace	
Kode Alat	: Q-120
Fungsi	: Untuk memanaskan dan mereaksikan H <sub>2</sub> dengan O <sub>2</sub> untuk menghasilkan SO <sub>2</sub>
Tipe Tangki	: <i>Cylindrical - Conical Roof - Flat Bottom Tank</i>
Jumlah Tangki	: 1 (Satu)
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel TP-304</i>
Kapasitas Tangki	: 47590 bbl
Tinggi tangki	: 42 ft
Diameter tangki	: 90 ft
Tebal Shell per Course	

<i>Course 1</i>	:	5 4/16	in
<i>Course 2</i>	:	4 8/16	in
<i>Course 3</i>	:	3 12/16	in
<i>Course 4</i>	:	3	in
<i>Course 5</i>	:	2 4/16	in
<i>Course 6</i>	:	1 8/16	in
<i>Course 7</i>	:	12/16	in
Tinggi <i>Head</i> Tangki	:	3.69	in
Tebal <i>Head</i> Tangki	:	8	in

---

### 5. Tangki Penyimpan Asam Sulfat (F-315)

Fungsi : Menyimpan asam sulfat 99,9 % pada tepemratur 45 °C

Tipe : Silinder tegak dengan dasar rata dan atap berbentuk cone

dengan pertimbangan:

- a. Tekanan rendah
- b. Bahan baku berwujud cair

Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

dengan pertimbangan:

- a. Bahan baku berwujud cairan non-korosif dalam keadaan pekat
- b. Carbon inert pada bahan kimia dan maximum allowable stress cukup besar : 12650 psi

Dasar perancangan :

Bahan baku disimpan untuk jangka waktu 30 hari

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 958.33 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 23000 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Larutan Asam Sulfat 99,9 %

$$\begin{aligned} T &= 45 \text{ }^\circ\text{C} = 318 \text{ K} \\ \rho &= 1.80975 \text{ g/mL} \\ &= 1809.75 \text{ kg/m}^3 \\ &= 112.979 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Perry's Handbook, Table 2-103}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan Volumetrik} &= \frac{23000 \text{ kg/hari}}{1809.8 \text{ kg/m}^3} \\ &= 12.709 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume asam sulfat yang ditampung per unit tangki penyimpanan} \\ &= 12.7089 \text{ m}^3/\text{hari} \times 7 \text{ hari} \\ &= 88.9623 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Safety factor tagki : 0.1

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$\begin{aligned} V \text{ tangki} &= 97.859 \text{ m}^3 \\ &= 615.51 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki,

Dari Appendix E (Process Equipment Design, Brownell & Young) Dipilih tangki dengan kapasitas 755 bbl dengan spesifikasi sebagai berikut :

- a. Inside diameter (d) = 15 ft
- b. Tinggi (H) = 24 ft
- c. Jumlah Course = 4
- d. Allowable Welded Joint = 0.15625
- e. Butt-welded Courses = 72 in  
= 6 ft

Menghitung tebal dan panjang shell course,

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan

persamaan 3.16 dan 3.17 page 45 (Brownell & Young)

$$t = \frac{P \times d}{2 \times f \times E}$$

Keterangan :

t	=	Thickness of shell	:	in
p	=	Internal pressure	:	psi
d	=	Inside diameter	:	in
f	=	Allowable stress	:	psi
E	=	Joint efficiency	:	-
c	=	Corrosion allowance	:	in

Digunakan persamaan 3.17 untuk menentukan hydrostatic test

$$\text{Pop} = \rho \times \frac{H}{144}$$

$$\begin{aligned} \text{Pdes} &= 1.2 \times \text{Pop} \\ &= 1.2 \times \rho \times \frac{H}{144} \\ &= 1.2 \times 113 \\ &= 0.9415 H \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk pengelasan, digunakan double-welded butt joint

Spesifikasi sebagai berikut :

E	=	0.8	( Brownell & Young page 254 )
c	=	0.125	

Sehingga t dapat dihitung,

$$\begin{aligned} t &= \frac{\text{Pdes} \times d}{2 \times f \times E} + C \\ &= 0.133373 H \text{ in} \end{aligned}$$

Sedangkan panjang shell course dihitung menggunakan persamaan:

$$L = \frac{\pi D - \text{Weld Length}}{12n}$$

(Brownell & Young page 55)

$$\begin{aligned} \text{Weld Length} &= \text{Jumlah Course} \times \text{Allowable welded joint} \\ n &= \text{Jumlah Course} \end{aligned}$$

*Course 1*

$$\begin{aligned} t_1 &= 0.133 \times H \\ &= 0.133 \times 24 \\ &= 3.201 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk course 1, dipilih plate dengan ketebalan} \\ &= 3.201 \text{ in} = \frac{51.2 \text{ in}}{16} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} D_1 &= (12 \times d) + t_1 \\ &= 180 + 3.2 \\ &= 183.2 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_1 &= \frac{\pi D - \text{Weld Length}}{12n} \\ &= \frac{(3.14 \times 183.20) - (4 \times 0.16)}{12 \times 4} \\ &= 11.971 \text{ ft} \\ &= 11 \text{ ft } 11.64 \text{ in} \\ &= 11 \text{ ft } \frac{186.24 \text{ in}}{16} \end{aligned}$$

*Course 2*

$$\begin{aligned} H_2 &= H_1 - 6 \\ &= 24 - 6 \\ &= 18 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_2 &= 0.133 \times H \\ &= 0.133 \times 18 \\ &= 2.4007 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 2 dipilih plate dengan ketebalan

$$= 2.40071 \text{ in} = \frac{38.411}{16} \text{ in}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} D_2 &= (12 \times d) + t_2 \\ &= 180 + 2.4 \\ &= 182.4 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_2 &= \frac{\pi D - \text{Weld Length}}{12n} \\ &= \frac{(3,14 \times 182,40) - (4 \times 0,16)}{12 \times 4} \\ &= 12 \text{ ft} \\ &= 11 \text{ ft} \quad 11.04 \text{ in} \\ &= 11 \text{ ft} \quad \frac{176.64}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

*Course 3*

$$\begin{aligned} H_3 &= H_2 - 6 \\ &= 18 - 6 \\ &= 12 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_3 &= 0.1334 \times H \\ &= 0.1334 \times 12 \end{aligned}$$

$$= 1.6005 \text{ in}$$

Untuk course 3 dipilih plate dengan ketebalan

$$= 1.6005 \text{ in} = \frac{25.61 \text{ in}}{16}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} D_3 &= (12 \times d) + t_3 \\ &= 180 + 1.6 \\ &= 181.6 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_3 &= \frac{\pi D - \text{Weld Length}}{12n} \\ &= \frac{(3.14 \times 181.60) - (4 \times 0.16)}{12 \times 4} \\ &= 12 \text{ ft} \\ &= 11 \text{ ft } 13.92 \text{ in} \\ &= 11 \text{ ft } \frac{222.72 \text{ in}}{16} \end{aligned}$$

*Course 4*

$$\begin{aligned} H_4 &= H_3 - 6 \\ &= 12 - 6 \\ &= 6 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_4 &= 0.1334 \times H \\ &= 0.1334 \times 6 \\ &= 0.8002 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 4 dipilih plate dengan ketebalan

$$= 0.8002 \text{ in} = \frac{12.8 \text{ in}}{16}$$



Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned}
 D_4 &= (12 \times d) + t_4 \\
 &= 180 + 0.8 \\
 &= 180.8 \text{ in} \\
 L_4 &= \frac{\pi D - \text{Weld Length}}{12n} \\
 &= \frac{(3.14 \times 180.8) - (4 \times 0.16)}{12 \times 4} \\
 &= 11.814 \text{ ft} \\
 &= 11 \text{ ft } 9.72 \text{ in} \\
 &= 11 \text{ ft } \frac{155.52}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal tutup atas

Tutup atas yang digunakan berbentuk flat head Bahan yang digunakan stainless steel SA-238 Grade C

Joint Efficiency, E = 0.8

Allowable stress = 12650 psia

C = 0.45 (Desain bejana, hlm 79)

P = 1 atm = 14.69 psi

c = 0.13 in

Perhitungan berdasarkan internal pressure

P desain = 1.2 x Pop

= 17.628 psi

t head =  $D_i \times ((C \times (P_{des} / f \times E)) 0,5) + c$

= 3.51062 in

=  $\frac{56.1699}{16}$  in

16

Menghitung tebal tutup bawah

Jenis Head yang digunakan adalah conical head

Menentukan tebal conical head

$$Pdes = 22.596 \text{ psi}$$

$$\text{Asumsi} = \alpha = 30^\circ$$

$$tc = \frac{P \times d}{2 \cos \alpha (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + c$$

$$= \frac{4067}{2 \cos \alpha (12650 \times 0,8 - 0,6 \times 22,60)} + 0.13$$

$$= 1.4345 \text{ in}$$

Maka digunakan tebal standar menurut ASME yaitu 1,43 in

### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode Alat	: F-135
Fungsi	: Tangki Penyimpan (F-135)
Bentuk	: Untuk menyimpan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Pengelasan	: Silinder dengan tutup bawah <i>conical head</i> dan tutup atas <i>flat head</i>
Bahan	: <i>Double welded butt joint</i>
Jumlah	: Carbon Steel SA-283 Grade C
	: 2 Buah
Kapasitas Tangki	: 1076.47 Kg/Jam
Tebal Course 1	: 3.201 in
Tebal Course 2	: 2.401 in
Tebal Course 3	: 1.600 in
Tebal Course 4	: 0.800 in
Tebal Tuup bwah	: 1.434 in

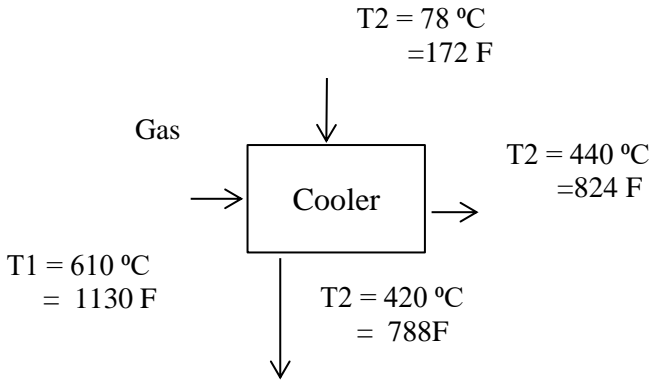
### **6. Cooler (E-311)**

Fungsi : untuk mendinginkan gas SO<sub>2</sub> dari suhu 610 °C menjadi 440 °C

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Bahan : Carbon steel SA 283 Grade C

Jumlah : 1  
 Kapasitas : 6877.3 Kg/jam



Shell Side	Tube Side
ID : 17.25 in	L : 16 ft
Baffle : 4 in	OD : 0.25 in
Passes : 1 in	Nt : 56
	BWG : 16
	n : 2
	PT : 1.56 in Square

Dari Appendiks neraca massa diketahui :

SO<sub>3</sub>

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta t$$

$$m = 4755.89 \text{ Kg} = 10484.952 \text{ lb}$$

$$t_1 = 78 \text{ °C} = 172 \text{ F}$$

$$t_2 = 420 \text{ °C} = 788 \text{ F}$$

$$Q = 2477959.583$$

$$W_{SO_2} = 4297.89 \text{ Kg} = 9475.2 \text{ lb/jam}$$

Direncanakan menggunakan  $\frac{3}{4}$  in OD 1 in square pitch, 16 BWG, 16'0" long.

1.  $\Delta T$  : LMTD

Hot Fluida		Cold Fluida	Differences
1130	<b>Higher Tem</b>	788	342
824	<b>Lower Tem</b>	172	652
306	<b>Differences</b>	616	-310

$$(T_1 - T_2)$$

$$(t_2 - t_1)$$

$$LMTD : \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{-310}{-0.64451} = 481 \text{ F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{306}{616} = 0.497$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{616}{958} = 0.643$$

Dari (Fig. 18, Kern) diperoleh nilai FT = 0,93 sehingga dipilih 1-2 exchanger.

Trial

a. Asumsi UD = 40 dari (table 8) Untuk cooler: nilai UD antara 2-5

$$As = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = 128.8 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0.1963 \text{ (Tabel 10, Kern)}$$

Number of tubes,  $N_t = 41$

b. Direncanakan 1 passes. Dari (Tabel. 9, Kern) tube counts: 56 tubes didapatkan 1/4 in OD on 1 9/16 in square pitch

$N_t$  yang terdekat = 56  
 ID shell = 17.25  
 Tube passes = 1

No	Fluida dingin, tube gas $SO_3$	Fluida panas, Shell gas $SO_2$
4	<p><b>Flow Area (at) :</b> 0.302                      (Tabel 10, Kern)</p> $at = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n}$ $= \frac{234 \times 0,302}{144 \times 8} = 0.1174 \text{ ft}^2$	<p><b>Flow Area (as)</b></p> $a_a = \frac{ID \times C' \cdot B}{144 \times P_T}$ $= \frac{17 \times 1.3 \times 4}{144 \times 1.56}$ $= 0.4024 \text{ ft}^2$
5	<p><b>Mass Velocity</b></p> $G_t = W / at$ $= 89275.8457 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = G_t / \rho \cdot 3600$ $= 36.7947 \text{ fps}$	<p><b>Mass Velocity</b></p> $G_s = W / a_a$ $= \frac{9475.2}{0.4024}$ $= 23548 \text{ lb/hr.ft}^2$
6	<p><b>Menghitung Bilangan Ret</b></p> <p>Pada saat T : 480 F</p> $m = 0.0022$ $= 0,0022 \times 2,42$ $= 0.005324 \text{ lb/(ft)(hr)}$ $D = 0,62/12$ $= 0.05167 \text{ ft}$ (Tabel 10, Kern) $Re_t : D \times G_t / m$	<p><b>Menghitung Bilangan Res</b></p> <p>Pada T : 977 F</p> $m = 0.000019$ $= 0.00004598 \text{ lb/ft.hr}$ $D_e = 0.0792 \text{ ft}$ (Fig. 28, Kern) $Re_{es} : D_e \times G_t / m$

	$= \frac{0,052 \times 182522,65}{0.005324}$ $= 866375.913$	$= 40544299.23$
7	<b>L/D :</b> $= 309.677419$ <b>jH</b> 19000 ( Fig. 24, Kern)	<b>Menentukan jH</b> <b>jH</b> =      1000000 (Fig. 28, Kern)
8	Pada saat T = 480 F	Pada T :    977 F <b>c</b> =      0.19 (Fig. 3, Kern)

		$k = 0.0069 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$ $\text{(F/ft)}$ $\text{(Tabel 5, Kern)}$ $\frac{c.m}{k} = 0.0013$
9	$hi = 560$ (Fig. 25, Kern)  $hio = \frac{hi \times ID}{OD}$ $= 38640$	$ho = jH \times k \times 1(c \times m)^{1/3}$ $\text{De} \quad (k)^{1/3}$ $= 87158 \times 4E-04$ $= 36.784$

**Clean overall coefficient, Uc :**

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= \frac{8960 \times 36,784}{8960 + 36,784}$$

$$= 36.7490 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft})(\text{F})$$

**Design overall coefficient, UD :**

$$A = 175.8848 \text{ ft}^2$$

$$UD = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{2477959.583}{175.88 \times 447.3} = 31.496$$

Dirt Factor, Rd :

$$Rd = \frac{Uc - UD}{Uc \times UD} = \frac{36.7490 - 31.495647}{36.7490 \times 31.495647} = \frac{5.253}{1157.434} = 0.00453881 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(F)/Btu}$$

Summary		
Uc	=	36.749 Btu/(hr)(ft)(F)
UD	=	31.496
Rd	=	0.005 (hr)(ft <sup>2</sup> )(F)/Btu

**Pressure Drop**

1	Untuk Ret : 866375.91	Untuk Res : 40544299
	f = 0.00009 (Fig. 26, Kern)	f = 0.000025 (Fig. 29, Kern)
	S = 0.067	Ds = 1.4375 ft
2	$\Delta Pt = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \times 1010 \times Ds \times Ft}$ $= \frac{22954108.66}{2697000000}$ $= 0.00851 \text{ psi}$	No. Of crosses,(N + 1) = 12L/B $N + 1 = \frac{12 \times L}{B}$ $= 48$
3	G <sub>t</sub> = 89275.8	$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{}$

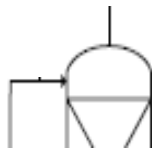
	$V2/2g: \quad 0.0012$ <p>(Fig. 27, kern)</p> $\Delta P_r = 4n \times V^2$ $s \times 2g'$ $= \quad 0.0096 \text{ psi}$	$= \frac{5,22 \times 10^{10} \text{ Des } \frac{1}{2} e}{956537.304}$ $= \frac{52200000000}{956537.304}$ $= 1.83E-05$ <p>Allowable <math>\Delta P_s</math> : 10 Psi</p>
4	$\Delta P_T = P_t + P_r$ $= 0.00851 + 0.0096$ $= 0.01811 \text{ psi}$ <p>Allowable <math>\Delta P_T = 10 \text{ Psi}</math></p>	

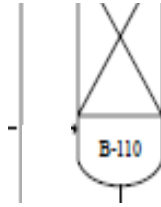
### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat =	Cooler E-311
Fungsi =	Mendinginkan gas SO <sub>2</sub> sebelum masuk ke
Tipe =	Konverter bed 2 dari suhu 610 °C sampai 440
Jumlah =	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
ukuran =	1
	<u>Shell Side :</u>
	ID = 17.25 in
	Baffle = 4 in
	Passes = 1
	<u>Tube side :</u>
	L = 16 ft
	OD = 0.25 in
	BWG = 16
	n = 2
	pt = 1.56 in square



**7. Drying Tower (B-110)**





Fungsi : Untuk menyerap air dalam udara untuk menghasilkan udara kering

Type : *Packed Bed Column*

Desain: Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *flat head* dengan *packing saddles*

Dasar Perencanaan

Kapasitas : 3207.1613 kg/jam

Densitas Campuran : 5.54 lb/ft<sup>3</sup>

Kondisi Operasi (P) :

Komponen	Massa (Kg)	mol	Frakasi berat	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	Wi/ $\rho$
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	719.056	7.3373	0.224203	1.84	0.122
H <sub>2</sub> O	251.575	13.976	0.078442	1.02	0.077
N <sub>2</sub>	1766.859	63.102	0.550910	1.25	0.441
O <sub>2</sub>	469.671	14.677	0.146445	1.43	0.102
Total	3207.161	100.09	1	5.54	0.181

$$\rho \text{ campuran} \quad 5.54 \text{ lb/ft}^3 \quad = \quad 88.742 \text{ Kg/m}^3$$

$$P \quad = \quad 0.1 \text{ atm} \quad = \quad 1.469 \text{ psi}$$

**a. Feed Inlet Liquid**

Asam Sulfat dan Air dari Absorber:

Rate mass= 598.895 kg/jam

= 1320.32 lb/jam

$$(1 \text{Kg} = 2,2046 \text{ lb})$$

$$\rho \text{ Campuran} = 114.871 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{rate mass}}{\rho \text{ Campuran}} = 11.49 \text{ cuft/jam}$$

**b. Feed Inlet Gas**

Udara dari blower G-111

$$\text{Rate mass: } 1405.38 \text{ kg/jam}$$

$$3098.29 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ Campuran} = 72 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{rate mass}}{\rho \text{ Campuran}} = 43.03 \text{ cuft/jam}$$

$$\text{Total rate volumetrik} = 43.032 + 11.49$$

$$= 54.526 \text{ cuft/jam}$$

Direncanakan waktu kontak 1 menit dengan 1 buah tangki, sehingga volume tangki adalah:

$$= 54.5258 \text{ cuft/jam} \times (1/60) \text{ jam}$$

$$\text{Asumsi } t = 0.90876 \text{ cuft}$$

Maka Volume tangki adalah :

$$= 0.90876 \times (100/80)$$

$$= 1.13595 \text{ Cuft}$$

**Menentukan ukuran Tangki dan Ketebalannya**

Asumsi dimensi ratio H/D = 4

$$H = 4D \quad (\text{Ulrich, Tabel 4-18})$$

Volume =

$$1.2495 = 1/4 \pi (D)^2 H$$

$$D_3 = 1/4 \pi (D)^2 4D$$

$$\begin{aligned}
 D &= 0.39795 \text{ ft} \\
 H &= 0.73554 \text{ ft} = 8.8265 \text{ in} \\
 &= 2.94217 \text{ ft} = 35.306 \text{ in}
 \end{aligned}$$

**Menentukan tebal minimum shell :**

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank*:

$$t \text{ min} = \frac{P \times r_i}{f.E - 0,6P} + C$$

(Brownell, Pers 13-1)

dengan ;

- t min: tebal shell minimum ; in
- P : tekanan design ; psi
- r<sub>i</sub> : jari-jari tangki ; in (1/2 D)
- C : faktor korosi ; in (digunakan 1/8 in)
- E : faktor pengelasan , digunakan double welded, E = 0,8)
- f : stress allowable , bahan konstruksi SA-283 Grade C,  
maka f  
: 12650 psia
- r : 4.41326 in

P desain diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \times H}{144} = \frac{5.54 \times 35.31}{144} \\
 &= 1.358302 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t \text{ min} &= \frac{1.3583 \times 4.413256}{(12650 \times 0,8) - (0,6 \times 0,9992)} \\
 &= \frac{5.994535165}{10120 - 0.815} \\
 &= 0.0006 \text{ in} \quad (\text{Digunakan tebal } 1/32 \text{ in})
 \end{aligned}$$

**Tutup atas dan tutup bawah:**

Tutup atas yang digunakan berbentuk *flat head* Bahan yang digunakan *stainless steel SA-283 Grade C*

Joint Efficiency, E	:	0.8	
Allowable stress	:	12650 psia	(Desain bejana, hlm 79)
C	:	0.45	
P	:	0.1 atm	: 1.469 psi
c	:	0.13 in	

Perhitungan berdasarkan internal pressure

$$\begin{aligned}
 P \text{ desain} &= 1.2 \times P_{op} \\
 &= 1.2 \times 1.469 \\
 &= 1.7628 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t \text{ head} &= D_i \times ((C \times (P_{des} / f \times E))^{0.5}) + c \\
 &= 0.13018 \text{ in} \\
 &= \frac{2.08295}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode Alat :	B-110
Fungsi :	Untuk menyerap air dalam udara untuk menghasilkan udara kering
Bentuk :	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah <i>flat head</i>
Pengelasan :	<i>Double welded butt joint</i>
Bahan :	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah :	1
Tebal tutup $t$ :	$\frac{2.083}{16} \text{ in}$
Tebal Shell :	$\frac{1}{32} \text{ in}$

Jenis Packing: *Saddles (Ceramic)*

---

### 8. Absorber (D-310B)

Fungsi : Untuk mereaksikan  $\text{SO}_3$  dengan  $\text{H}_2\text{O}$  membentuk  $\text{H}_2\text{SO}_4$

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standart dished head*

Dasar perencanaan

Kapasitas reaktor	=	6936.286	kg
Densitas campuran	=	23.767	kg/m <sup>3</sup>
Kondisi operasi	=	0.16 atm	2.35 psi
Life Time (P)	=	10	menit

Reaksi:

	$\text{SO}_3$	+	$\text{H}_2\text{O}$	$\rightarrow$	$\text{H}_2\text{SO}_4$
m	0.46		6.88		
r	0.46		0.46		0.461
s	0.00		6.42		0.461

Dengan menginputkan data Massa, Temperatur dan Tekanan didapatkan viskositas dan densitas campuran

Komponen	Massa(kg)	mol	Wi	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	Wi/ $\rho$
H <sub>2</sub> S	499.0257831	9.1723	0.0668	1.36	0.0491
CO <sub>2</sub>	2906.091325	41.275	0.3892	1.842	0.2113
SO <sub>2</sub>	0.003956511	4E-05	5E-07	2.296	2E-07

Komponen	Massa(kg)	mol	Wi	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	Wi/ $\rho$
SO <sub>3</sub>	36.942	0.2886	0.0049	1.92	0.0026
N <sub>2</sub>	2650.288	59.152	0.3549	1.25	0.2839
O <sub>2</sub>	234.837	4.5862	0.0315	1.429	0.022
H <sub>2</sub> O	249.570	13.031	0.0503	1.018	0.0494

H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	359.528	4.8747	0.1024	1.84	0.0556
Total	6936.286	81.933	1	7.457	0.674

T = 190 °C

ρ campuran: 1.48373 lb/ft<sup>3</sup> = 23.767 kg/m<sup>3</sup>

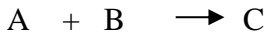
$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\ &= \frac{6936.29 \text{ kg}}{23.767 \text{ kg/m}^3} \\ &= 291.845 \text{ m}^3 = 4864.1 \text{ lt} \end{aligned}$$

Waktu tinggal = 10 menit

### Menghitung Kecepatan Reaksi

Reaktor yang digunakan adalah reaktor packed tower

Reaksi



Asumsi reaksi non elementer, maka persamaan kecepatan reaksi:

$$-r_A : k \cdot C_A^n \cdot C_B^m$$

Dimana :

k : konstanta laju reaksi n : orde reaksi zat A

C<sub>A</sub> : konsentrasi zat A (mol/m<sup>3</sup>) m : orde reaksi zat B

C<sub>B</sub> : konsentrasi zat B (mol/lit)

Untuk menghitung volume reaktor diperlukan nilai k dan orde reaksi berdasarkan teori kecepatan reaksi dapat dicari dengan metode diferensial sebagai berikut :

$$(-r_A) = k \times C_A \times C_B \text{ , dengan } C_B > C_A \text{ dan } k \times C_B = k'$$

$$\text{maka, } (-r_A) = k' \times C_A$$

Jika harga  $-r_A : -dC_A/dt$  maka persamaan menjadi:

$$\begin{aligned}
 -r_A &= -\frac{dC_A}{dt} = k \cdot C_A^n && \text{(Levenspiel, p.41)} \\
 -\frac{\Delta C_A}{\Delta t} &= k \cdot C_{A \text{ rata2}}^n && \text{(dikali ln)} \\
 -\frac{\ln \Delta C_A}{\Delta t} &= \ln (k \cdot C_{A \text{ rata2}}^n) \\
 -\frac{\ln \Delta C_A}{\Delta t} &= \ln k + n \ln C_{A \text{ rata2}}
 \end{aligned}$$

Jika diplotkan pada grafik maka :

$$\frac{-\ln \Delta C_A}{\Delta t} \quad \text{sebagai } y$$

$\ln k$  sebagai konstanta

$n$  sebagai orde reaksi

$\ln C_{A \text{ rata2}}$  sebagai  $x$

Sehingga untuk mencari nilai orde diperlukan nilai  $C_A$

Berdasarkan literatur jurnal "*Design of Isothermal Plug Flow Reactor Adsorption Tower for Sulphur Trioxide Hydration using Vanadium Catalyst*" (2014) diatas yang digunakan untuk menentukan orde reaksi adalah data konversi  $SO_3$  99,73 % dimana:

<b>Ts (Sec)</b>	<b>X<sub>A</sub></b>
0.0306	0.95
0.0342	0.96
0.0395	0.97
0.0484	0.98
0.0684	0.99

Diketahui :



$$\begin{aligned} \text{mol SO}_2 &= 0.4618 \text{ Kmol} = 7.696 \text{ mol} \\ \text{Volume} &= 4864.1 \text{ lt} \\ \text{C}_{\text{ao}} &= \frac{7.6963}{4864.1} = 0.0016 \text{ mol/lt} \end{aligned}$$

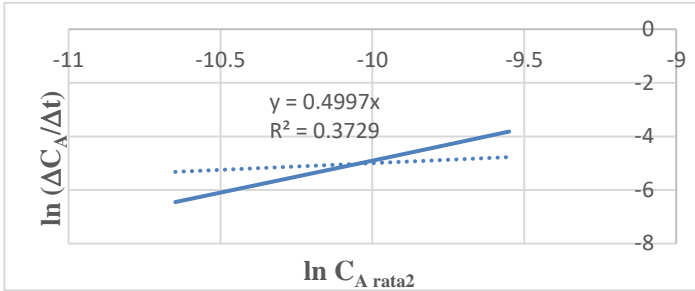
$$\begin{aligned} \text{molH}_2\text{O} &= 6.8768 \text{ Kmol} = 114.6 \text{ mol} \\ \text{Volume} &= 4864.1 \text{ ltr} \\ \text{C}_{\text{B0}} &= \frac{114.61}{4864.1} = 0.024 \text{ mol/lt} \end{aligned}$$

Detik	X <sub>A</sub>	C <sub>A</sub> = (C <sub>ao</sub> * (1-X <sub>A</sub> ))	C <sub>A</sub>
0.0306	0.95	0,0016*(1-0,95)	8E-05
0.0342	0.96	0,0016*(1-0,96)	6E-05
0.0395	0.97	0,0016*(1-0,97)	5E-05
0.0484	0.98	0,0016*(1-0,98)	3E-05
0.0684	0.99	0,0016*(1-0,99)	2E-05

Setelah didapatkan C<sub>A</sub>, maka untuk mengetahui orde reaksi digunakan metode Diferensial

Detik sbg (X)	C <sub>A</sub>	ΔC <sub>A</sub>	y ln(- $\frac{\Delta C_A}{\Delta t}$ )	C <sub>A</sub> rata2	x ln C <sub>A</sub> rata2	Δt
0.0306	7.9114E-05	2E-05	-3.818	0.000071	-9.54999	-0.004
0.0342	6.3291E-05	2E-05	-4.428	5.54E-05	-9.8013	-0.005
0.0395	4.7468E-05	2E-05	-5.234	3.96E-05	-10.1378	-0.009
0.0484	3.1645E-05	2E-05	-6.449	2.37E-05	-10.6486	-0.020
0.0684	1.5823E-05					

Jika diplotkan pada grafik,



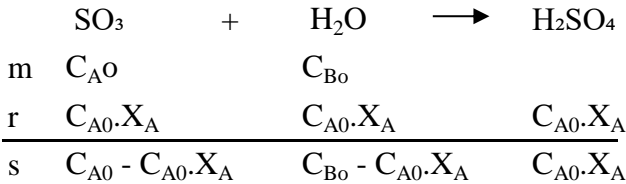
$$\begin{aligned}
 -r_A &= -\frac{dC_A}{dt} = k \cdot C_A^n \quad (\text{Levenspiel, p.41}) \\
 -\frac{\Delta C_A}{\Delta t} &= k \cdot C_{A \text{ rata2}}^n \\
 -\frac{\ln \Delta C_A}{\Delta t} &= \ln(k \cdot C_{A \text{ rata2}}^n) \\
 -\frac{\ln \Delta C_A}{\Delta t} &= \ln k + n \ln C_{A \text{ rata2}}
 \end{aligned}$$

didapatkan orde reaksi senyawa A (n)= 0.4997

$$\ln k = 0$$

$$k = 1$$

Untuk mencari m sebagai orde reaksi senyawa B digunakan metode differensial

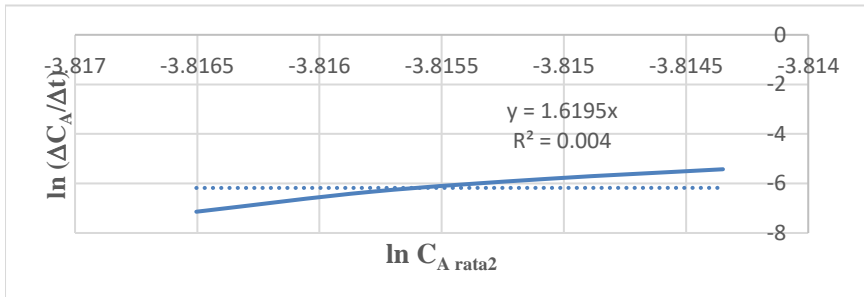


$$C_B = (C_{B0} - (C_{A0} \cdot X_A))$$

$$C_{B0} = 0.02356 \text{ kmol/l}$$

Detik sbg (X)	$C_B$	$\Delta C_B$	y $\ln(-\frac{\Delta C_B}{\Delta t})$	$C_B$ rata2	x $\ln C_B$ rata2	$\Delta t$
0.0306	0.02205998	2E-05	-5.427242	0.022	-3.81435	-0.004
0.0342	0.02204416	2E-05	-5.814015	0.022	-3.81507	-0.01
0.0395	0.02202833	2E-05	-6.332359	0.022	-3.81578	-0.01
0.0484	0.02201251	2E-05	-7.14204	0.022	-3.8165	-0.020
0.0684	0.02199669					

Jika diplotkan pada grafik



didapatkan orde reaksi senyawa B (m) = 1.6195

sehingga persamaan kecepatan reaksinya menjadi

$$-r_A = k \cdot C_A^n \cdot C_B^m$$

$$-r_A = k \cdot C_A^n \cdot C_B^m$$

$$= 1 \cdot C_A^{0.4997} \cdot C_B^{1.6195}$$

$$X_A = 99.73\%$$

$$-r_A = 1 \cdot C_A^{0.4997} \cdot C_B^{1.6195}$$

$$C_A = C_{A0} - C_{A0} \cdot X_A = 0.002 - 4.8E-05 \cdot 0.997$$

$$C_A = 0.0015 \text{ mol/ltr}$$

$$C_B = C_{B0} - C_{A0} \cdot X_A = 5E-05 - 0.02356 \cdot 0.997$$

$$C_B = 0.0235 \text{ mol/ltr}$$

$$-r_A = k C_B^m \cdot C_A^n$$

$$-r_A = 1 \cdot C_A^{0.4997} \cdot C_B^{1.6195}$$

$$= 0.0235 \cdot C_A^{0.4997} \text{ mol/liter min}$$

$$= 1.4109 \cdot C_A^{0.4997} \text{ mol/liter jam}$$

Menghitung Volume reaktor jika V tetap,

$$N_{A0} = \frac{\text{Massa SO}_3}{\text{BM SO}_3}$$

$$= \frac{36.9422 \text{ kg}}{80 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 0.462 \text{ kmol}$$

$$= 461.778 \text{ mol}$$

$$= 7696.296 \text{ mol}$$

$$C_{A0} = \frac{N_{A0}}{\text{Volume}}$$

$$= \frac{7696.296 \text{ mol}}{4864.077 \text{ lt}} = 1.5823 \text{ mol/lt}$$

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{N_{A0}}{t} \int_0^{X_A} \frac{dXA}{-r_A} \\
 &= \frac{N_{A0}}{t} \int_0^{X_A} \frac{dXA}{kCAO^{0.4997}(1-XA)^{0.4997}} \\
 &= \frac{N_{A0}}{t.k. C_{A0}^{0.4997}} \int_0^{X_A} \frac{dXA}{(1-XA)^{0.4997}} \\
 &= \frac{461.778}{t. C_{A0}^{0.4997}} \frac{7.91E-05 - 7.91136E-05 X}{.k (1-X_A)^{0.4997}} \\
 &= \frac{461.778}{1} \times \left( \frac{0.178322}{0.17} - \frac{2E-07}{1.26} \right) \\
 &= 385.131 \text{ lt} \\
 &= 385.131 \text{ lt} \\
 &= 0.385 \text{ m}^3 \\
 &= 13.600 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

### Desain Tangki

1. Bentuk dan Perlengkapan Tangki Direncanakan bentuk tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berupa standar dished head. Di dalam tangki terdapat packing berbentuk saddles. Perbandingan tinggi terhadap diameter  $H/D = 2$  (Ulrich, hal 249) Volume liquid menempati tangki = 80% dari volume total tangki, maka, faktor keamanan 20%

Asumsi dengan ratio :

$$\begin{aligned}
 H/D &= 2 \\
 H &= 2D \\
 V &= 1/4 \pi D^2 H
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 16.32 &= 1.57 D^3 \\
 D^3 &= 10.395 \\
 D &= 3.465 \text{ ft} = 41.58 \text{ in} \\
 \text{Jadi H} &= 6.93 \text{ ft} = 83.16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell

Tebal shell berdasarkan ASME code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i + C}{f E - 0.6 P}$$

(Brownell, pers 13-1, hal 254)

Dengan :

$t_{\min}$  = tebal shell minimum ; in

P = tekanan design ; psi

$r_i$  = jari-jari tangki ; in ( $1/2 D$ )

C = faktor korosi ; in (digunakan  $1/8$  in)

E = Faktor pengelasan, psi

f = stress allowable , bahan konstruksi SA-283 Grade C, maka f

$$= 12650 \text{ psia}$$

P operasi =  $\rho \times H$

P hidrostatis =  $\rho_{\text{camp}} \times H$

$$= \frac{1.5 \times 28}{144}$$

$$= 0.292 \text{ psi}$$

P design diambil 20% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan

P design =  $1.2 \times 0.3$

$$= 0.35 \text{ psi}$$

r =  $1/2 D$

$$= 20.79 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C$$

$$t \text{ min} = \frac{0.2917 \times 20.79 + 0.125}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 0.29)}$$

$$= 0.1 \text{ in (digunakan } t = 1/8 \text{ in)}$$

Menghitung tebal tutup atas

Tutup atas yang digunakan berbentuk flat head Bahan yang digunakan stainless steel SA-283 Grade C

$$\text{Joint Efficiency, } E = 0.8$$

$$\text{Allowable stress} = 12650 \text{ psia}$$

$$C = 0.45 \quad (\text{Desain bejana, hlm 79})$$

$$P = 0.16 \text{ atm} \quad 2.35 \text{ psi}$$

$$c = 0.13 \text{ in}$$

Perhitungan berdasarkan internal pressure

$$P \text{ desain} = 1.2 \times P_{op}$$

$$= 1.2 \times 2.35$$

$$= 2.82 \text{ psi}$$

$$t \text{ head} = D_i \times ((C \times (P_{des} / f \times E))^{0.5}) + c$$

$$= 0.13 \text{ in}$$

$$= 2.08 / 16 \text{ in}$$

### **Keimpulan Spesifikasi Alat**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode Alat	= D-310B
Fungsi	= Mengabsorpsi Gas SO <sup>3</sup> dengan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Bentuk	= Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah <i>flat head</i>
Pengelasan	= Double welded butt joint
Bahan	= Carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	= 2
Tebal tutup atas	= $\frac{2}{16}$ in
Tebal Shell	= 1 in

Jenis Packing =  $\frac{8}{8}$  Saddles (Ceramic)

---



## **BIODATA PENULIS**

### **PENULIS I**



Penulis bernama Anik Andayani dilahirkan di Tuban, 28 November 1996, merupakan anak kedua dari 2 bersaudara dari Bapak Supriyono dan Ibu Timbul Rahayu. Penulis telah menempuh pendidikan yaitu TK Taruna Bhakti (2002-2003), SDN Remen II (2003-2009), SMPN 1 Jenu (2009-2012), SMAN 1 Tuban (2012-2015). Penulis mengikuti ujian masuk D III FTI-ITS dan diterima di jurusan D III Teknik Kimia pada tahun 2015 dan terdaftar dengan NRP 2315030042. Semasa kuliah, penulis yang akrab disapa Anik ini juga aktif dalam beberapa kegiatan organisasi kampus sebagai Konseptor GERIGI ITS 2017, Staff PSDM HIMAD3KKIM 16/17. Sekertaris Departemen PSDM HIMA D3KKIM 17/18.

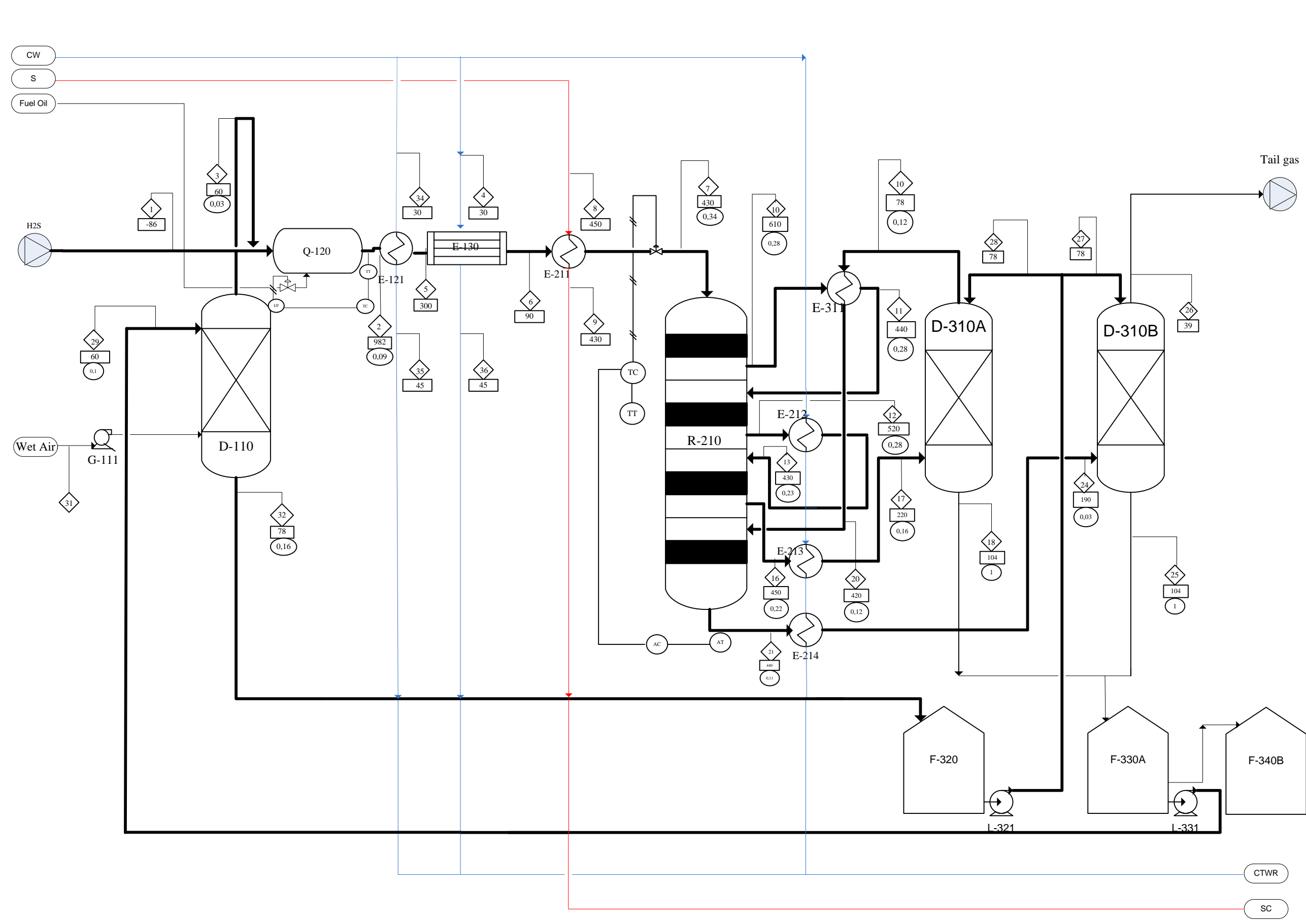
Email : [anikandayani77@gmail.com](mailto:anikandayani77@gmail.com)

## **PENULIS II**



Penulis bernama Farhatul Aini Rizqia Putri dilahirkan di Surabaya, 7 Agustus 1997, merupakan anak kelima dari 6 bersaudara dari Bapak M. Munir Achmad dan Ibu Habsah. Penulis telah menempuh pendidikan yaitu TK Hangtuah 2 Surabaya (2002-2003), SDN Perak Barat IV Surabaya (2003-2005), SMPN 5 Surabaya, SMAN 1 Surabaya (2012-2015). Penulis mengikuti ujian masuk D III FTI-ITS dan diterima di jurusan D III Teknik Kimia pada tahun 2015 dan terdaftar dengan NRP 2315030071. Semasa kuliah, penulis yang akrab disapa Farhatul ini juga aktif dalam beberapa kegiatan organisasi kampus sebagai Staff Departemen PSDM HIMA D3KKIM 16/17.

Email : [farhatulainirp@gmail.com](mailto:farhatulainirp@gmail.com)



	Tekanan
	Suhu
	Nomor Aliran
	Cooling Water
	Cooling Water Retr
	Steam
	Steam Condensat
	Fuel Oil
	Produk
	Bahan Masuk

Equipments List			
No	Kode Aht	Keterangan	Jumlah
1	Q-120	Furnace	1
2	E-130	Kondensor	1
3	R-210	Konverter	1
4	D-110	Drying Tower	1
5	G-111	Blower	1
6	E-121	Cooler	1
7	E-211	Heater	1
8	E-311	Heater	1
9	D-310	Absorber	2
10	L-321	Pompa	2
11	E-212	Cooler	3
12	F-320	Tangki penyimpan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3

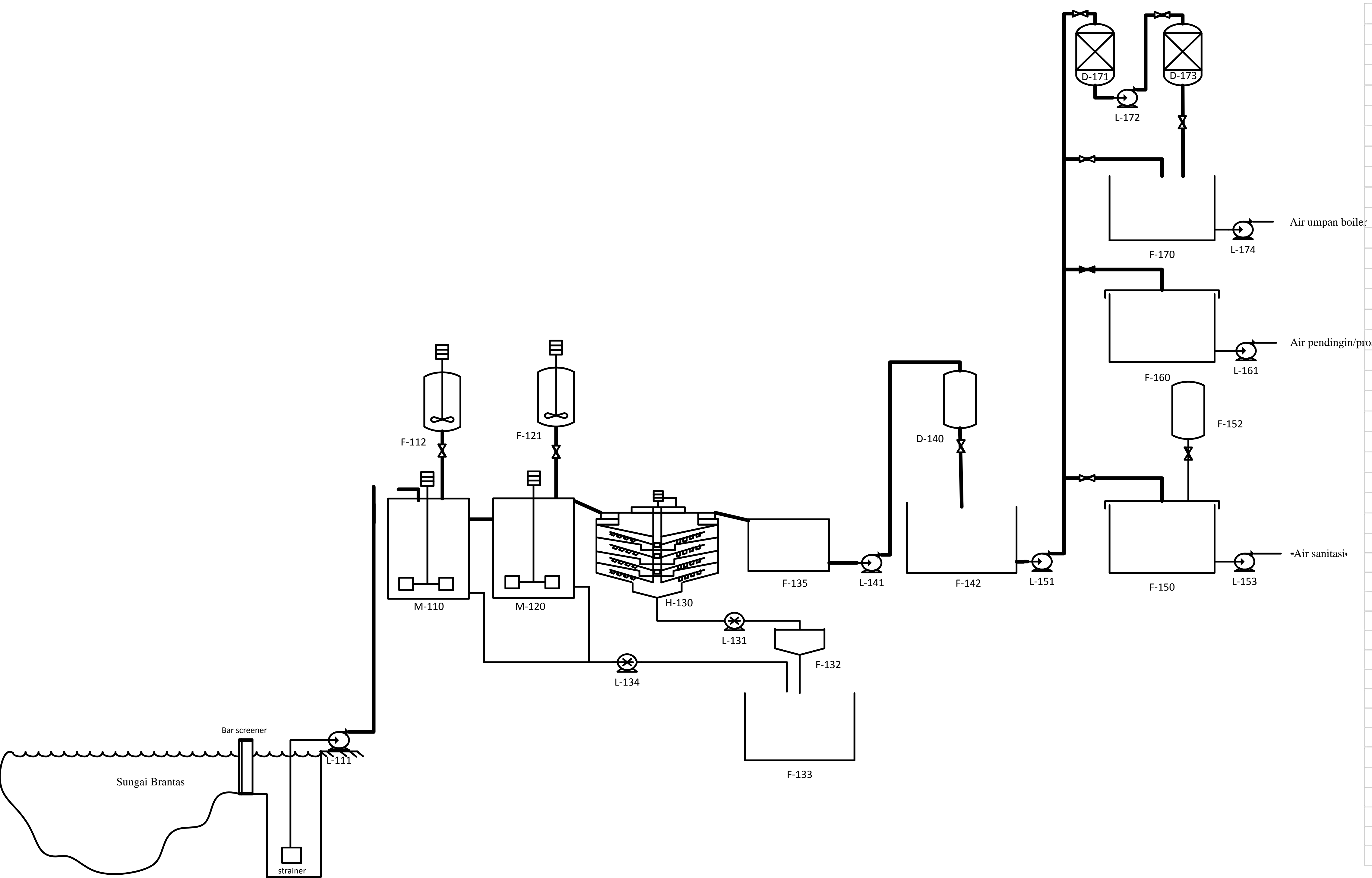
Digambar Oleh :  
**Anik Andayani 1041150000042**  
**Farkatal Aini Rizqia P 1041150000071**

Diperiksa Oleh :  
**Dr.Ir.Ninieck Fajar Puspita, M.Eng**  
**NIP.19630805 198903 2 003**

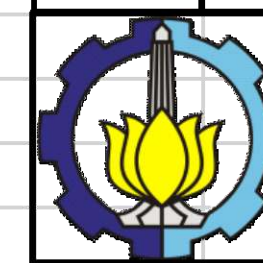
**FLOSHEET PABRIK ASAM SULFAT DARI GAS HIDROGEN SULFIDA DENGAN PROSES KONTAK DOUBLE ABSORBER**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI**  
**PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA-FV**  
**INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER**  
**SURABAYA**  
**2018**

Komponen	Neraca Massa																																						
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36			
H <sub>2</sub> S	748,54	499,03			499,03	499,03	499,03			499,03	499,03	499,03	499,03			499,03	499,03		499,03	499,03			499,03	499,03															
CO <sub>2</sub>	2906,09	2906,09			2906,09	2906,09	2906,09			2906,09	2906,09	2906,09	2906,09			2906,09	2906,09		2906,09	2906,09			2906,09	2906,09															
O <sub>2</sub>		352,25	704,51		352,25	352,25	352,25			281,8	281,8	240,94	240,94			235,2	235,2		235,2	235,2			234,84	234,84															
N <sub>2</sub>		2650,29	2650,29		2650,29	2650,29	2650,29			2650,29	2650,29	2650,29	2650,29			2650,29	2650,29		2650,29	2650,29			2650,29	2650,29															
H <sub>2</sub> O	132,1			132,10	132,1			55906886	53275974					246974	987896		247,56	125,79		123,78			263346,8	615136,7	123,78	241,28			125,79	125,79	239,27	239,27	12,3	251,58	251,58	132,10	6005,92	1849,33	
SO <sub>2</sub>		469,67			469,67	469,67	469,67					187,87	187,87	24,42	24,42		1,47	1,47		1,47	1,47		0		0														
SO <sub>3</sub>												352,25	352,25	556,56	556,56		585,26	585,26		35,12	35,12		36,94			0,1													
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>																										404,66			359,53	359,53	719,06	719,06			719,06	719,06			
Total	3654,629	7009,43	3354,8	132,095	7009,43	6877,33	6877,33	55906886	53275974	6877,33	6877,33	6877,33	6877,33	246974	987896	6877,34	7124,9	1159,24	6450,98	6327,2	6327,19	263346,8	615136,7	6450,97	645,94	6290,35	485,32	485,32	958,33	958,33	2248,83	970,64	970,64	132,0951	6005,922	1849,331			



27	L-174	Pompa air umpan boiler
25	D-173	Anion exchanger
24	L-172	Pompa 5
23	D-171	Kation exchanger
22	F-170	Tangki penampung air umpan boiler
21	L-161	Pompa air pendingin
20	F-160	Tangki penampung air pendingin
19	L-153	Pompa air sanitasi
18	F-152	Tangki penampung desinfektan
17	L-151	Pompa 4
16	F-150	Tangki penampung air sanitasi
15	F-142	Bak penampung air bersih
14	L-141	Pompa 3
13	D-140	Sand filter
12	F-135	Tangki penampung
11	L-134	Pompa 2
9	F-133	Drying bed
8	F-132	Bak penampungan lumpur
7	L-131	Pompa 1
6	H-130	Clarifier
5	L-121	Tangki penampung Ca(OH) <sub>2</sub>
4	M-120	Tangki Flokulasi
3	F-112	Tangki penampung tawas
2	L-111	Pompa sungai
1	M-110	Tangki Koagulasi
No.	Kode Peralatan	Nama Alat



DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI  
 FAKULTAS VOKASI  
 INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

PABRIK ASAM SULFAT DARI GAS HIDROGEN SULFIDA  
 DENGAN PROSES KONTAK DOUBEL ABSORBER

Dikerjakan oleh :  
 NAMA/NRP : ANIK ANDAYANI/1041150000042  
 FARHATUL AINI RIZQIA P/10411500000071  
 DOSEN PEMBIMBING : Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng