

**PRA RANCANGAN  
PABRIK PEMBUATAN ASAM SULFAT DARI *FLUE GAS*  
KAPASITAS 145.000 TON/TAHUN**



**SKRIPSI**

**Dibuat untuk memenuhi salah satu syarat mengikuti  
Ujian Sarjana pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik  
Universitas Sriwijaya**

**OLEH :**

**PUTRI ATIKAH  
DEA ANDARA**

**03031181924020  
03031381924086**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS SRIWIJAYA  
2023**

## HALAMAN PENGESAHAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ASAM SULFAT DARI *FLUE*

GAS KAPASITAS 145.000 TON/TAHUN

### SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat  
memperoleh gelar sarjana

Oleh:

Putri Atikah 03031181924020

Dea Andara 03031381924086

Palembang, Juli 2023

Dosen Pembimbing,



Bazlina Dawami Afrah, S.T., M.T., M. Eng.

NIP. 1671046701900003

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Tuti Ngal Sari, S.T., M.T.  
NIP. 197502012000122001

## HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Sulfat dari *Flue Gas* Kapasitas 145.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan Putri Atikah dan Dea Andara di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 21 Juni 2023.

Palembang, Juli 2023

### Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah Berupa Skripsi

1. Prof. Dr. Ir. Susila Arita, DEA

NIP. 196010111985032002

(  )

2. Elda Melwita, S.T., M.T., Ph.D

NIP. 197505112000122001

(  )

3. Dr. Budi Santoso, S.T., M.T.

NIP. 197706052003121004

(  )

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Tuti Ineah Sari, S.T., M.T.

NIP. 197503012000122001

Juli, 2023

Dosen Pembimbing



Bazlina Dawami Afrah, S.T., M.T., M. Eng.

NIP. 1671046701900003

## HALAMAN PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa :

**Putri Atikah** 03031181924020

**Dea Andara** 03031381924086

Judul :

**“PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ASAM SULFAT DARI  
FLUE GAS KAPASITAS 145.000 TON/TAHUN”**

Mahasiswa tersebut telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada Sidang Sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 21 Juni 2023 oleh Dosen Penguji:

1. Prof. Dr. Ir. Susila Arita, DEA  
NIP. 196010111985032002

(  )

2. Elda Melwita, S.T., M.T., Ph.D  
NIP. 197505112000122001

(  )

3. Dr. Budi Santoso, S.T., M.T.  
NIP. 197706052003121004

(  )

Palembang, Juli 2023

Mengetahui,

Dosen Pembimbing Tugas Akhir,



Bazlina Dawami Afrah, S.T., M.T., M. Eng.

NIP. 1671046701900003

## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME

Yang bertanda tangan di bawah ini

Nama : Putri Atikah

NIM : 03031181924020

Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Sulfat dari *Flue Gas* Kapasitas 145.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan sesungguhnya bahwa skripsi ini merupakan hasil karya saya dan rekan atas nama **Dea Andara** didampingi dosen pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam skripsi ini, saya bersedia menerima konsekuensi hukum dan sanksi dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapa pun.

Palembang, Juli 2023



Putri Atikah



NIM. 03031181924020

## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME

Yang bertanda tangan di bawah ini

Nama : Dea Andara

NIM : 03031381924086

Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Sulfat dari *Flue Gas* Kapasitas 145.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan sesungguhnya bahwa skripsi ini merupakan hasil karya saya dan rekan atas nama **Putri Atikah** didampingi dosen pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam skripsi ini, saya bersedia menerima konsekuensi hukum dan sanksi dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapa pun.



## KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa karena tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Sulfat dari *Flue Gas* dengan Kapasitas 145.000 Ton/ Tahun” dapat diselesaikan dengan baik. Tugas akhir ini disusun sebagai persyaratan untuk menyelesaikan kurikulum pendidikan tingkat sarjana agar penulis dapat memperoleh gelar Sarjana Srata Satu (S1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.

Terima kasih atas dukungan dan bantuan yang telah diberikan selama proses penyusunan tugas akhir ini. Penyelesaian tugas akhir ini dapat terlaksana berkat arahan serta bimbingan dari berbagai pihak terkait. Pada kesempatan ini, dengan tulus dan sungguh-sungguh penulis ingin menyampaikan rasa terima kasih kepada:

- 1) Kedua orang tua dan seluruh keluarga tercinta yang telah memberikan dukungan sampai akhir.
- 2) Ibu Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., IPM, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 3) Ibu Dr. Fitri Hadiah, S.T., M.T., IPM selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 4) Ibu Bazlina Dawami Afrah, S.T., M.T., M.Eng selaku dosen pembimbing Tugas Akhir yang telah membantu dalam penyelesaian Tugas Akhir ini.
- 5) Seluruh Dosen dan Staff Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 6) Kak Guluh, Kak Aldi, dan Kak Shalsya yang telah membantu penulis sehingga Tugas Akhir ini dapat terselesaikan dengan baik.
- 7) Teman-teman yang telah memberikan dukungan dan selalu menemani penulis dalam penyelesaian Laporan Tugas Akhir ini.

Penulis berharap agar Tugas Akhir ini mampu memberikan uraian yang jelas dan rinci yang berkaitan dengan perancangan pabrik serta dapat berguna sebagai sumber ilmu bagi pembacanya.

Palembang, 13 Juni 2023

Penulis

## RINGKASAN

### PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ASAM SULFAT DARI *FLUE GAS* DENGAN KAPASITAS 145.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, Juli 2023

Putri Atikah dan Dea Andara

Dibimbing oleh Bazlina Dawami Afrah, S.T., M.T., M. Eng

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

## ABSTRAK

Pabrik pembuatan asam sulfat berkapasitas 145.000 ton/tahun direncanakan berdiri tahun 2028 di Desa Sumber Arum, Kecamatan Kerek, Kabupaten Tuban, Jawa Timur, dengan perkiraan luas area pabrik seluas 5 ha. Proses pembuatan asam sulfat ini mengacu pada paten nomor EP 3904279A1, dimana menggunakan *flue gas* sebagai bahan baku dengan dibantu katalis Vanadium pentoksida ( $V_2O_5$ ). Proses reaksi berlangsung di dalam dua reaktor berjenis *fixed bed reactor* dengan kondisi operasi reaktor pertama yaitu  $420^\circ\text{C}$  dan reaktor kedua pada  $375^\circ\text{C}$ . Tekanan yang digunakan pada kedua reaktor adalah sebesar 1,5 atm. Bentuk badan usaha yang diterapkan merupakan Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem struktur organisasi berupa *Line and Staff*. Pengelolaan perusahaan dipimpin oleh seorang direktur dengan total karyawan sejumlah 187 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik asam sulfat ini layak untuk didirikan karena telah memenuhi berbagai macam persyaratan parameter ekonomi sebagai berikut:

<i>Total Capital Investment (TCI)</i>	= US\$ 58.181.080,69
<i>Selling Price/Year</i>	= US\$ 50.750.000,00
<i>Total Production Cost (TPC)</i>	= US\$ 18.162.033,19
<i>Annual Cash Flow (ACF)</i>	= US\$ 27.042.504,95
<i>Pay Out Time (POT)</i>	= 1,96 Tahun
<i>Rate of Return Investment (ROR)</i>	= 39,2079%
<i>Discounted Cash Flow</i>	= 45,7423%
<i>Break Even Point (BEP)</i>	= 22,6705%
<i>Service Life</i>	= 11 Tahun

**Kata Kunci:** Asam Sulfat, *Flue Gas*, *Fixed Bed Reactor*, Perseroan Terbatas.



## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN PENGESAHAN</b> .....	ii
<b>HALAMAN PERSETUJUAN</b> .....	iii
<b>HALAMAN PERBAIKAN</b> .....	iv
<b>HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME</b> .....	v
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	vii
<b>RINGKASAN</b> .....	viii
<b>ABSTRAK</b> .....	viii
<b>DAFTAR ISI</b> .....	ix
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	xiii
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	xiv
<b>DAFTAR NOTASI</b> .....	xv
<b>BAB I</b> .....	1
<b>PENDAHULUAN</b> .....	1
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan .....	2
1.3. Macam-Macam Proses Pembuatan Asam Sulfat.....	3
1.3.1. Proses Kamar Timbal .....	3
1.3.2. Proses Kontak.....	4
1.3.3. Proses <i>Wet Sulfuric Acid</i> (WSA) .....	5
1.4. Sifat-Sifat Fisika dan Kimia.....	6
<b>BAB II</b> .....	8
<b>PERENCANAAN PABRIK</b> .....	8
2.1. Alasan Pendirian Pabrik.....	8
2.2. Pemilihan Kapasitas Produksi.....	9
2.2.1. Perkembangan Impor Asam Sulfat .....	9
2.2.2. Perkembangan Konsumsi .....	10
2.3. Pemilihan Proses.....	12
2.1. Pemilihan Bahan Baku.....	13
2.2. Uraian Proses .....	14
<b>BAB III</b> .....	18
<b>LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK</b> .....	18
3.1. Lokasi Pabrik.....	18
3.1.1. Sumber Bahan Baku .....	19

3.1.2.	Sarana Transportasi dan Pemasaran.....	20
3.1.3.	Utilitas .....	21
3.1.4.	Tenaga Kerja .....	21
3.1.5.	Keadaan Iklim .....	22
3.1.6.	Pengolahan Limbah.....	22
3.2.	Tata Letak Peralatan .....	22
3.3.	Tata Letak Pabrik.....	23
3.4.	Perkiraan Luas Pabrik.....	26
<b>BAB IV</b>	.....	<b>27</b>
<b>NERACA MASSA DAN NERACA PANAS</b>	.....	<b>27</b>
4.1.	Neraca Massa.....	27
4.1.1.	<i>Mixing Point</i> -01 (MP-01).....	27
4.1.2.	<i>Reaktor</i> -01 (R-01) .....	27
4.1.3.	<i>Partial Condenser</i> -01 (PC-01) .....	29
4.1.4.	<i>Knock Out Drum</i> -01 (KOD-01).....	29
4.1.5.	Reaktor-02 (R-02) .....	30
4.1.6.	<i>Partial Condenser</i> -02 (PC-02) .....	31
4.1.7.	<i>Knock Out Drum</i> -02 (KOD-02).....	32
4.1.8.	<i>Mixing Point</i> -02 (MP-02).....	32
4.2.	Neraca Panas.....	33
4.2.1.	Neraca Panas <i>Heater</i> -01 (H-01) .....	33
4.2.2.	Neraca Panas <i>Air Preheater</i> -01 (AP-01) .....	33
4.2.3.	Neraca Panas <i>Mixing Point</i> -01 (MP-01).....	33
4.2.4.	Neraca Panas <i>Furnace</i> -01 (F-01) .....	33
4.2.5.	Neraca Panas <i>Reaktor</i> -01 (R-01) .....	33
4.2.6.	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> -01 (HE-01) .....	35
4.2.7.	Neraca Panas <i>Cooler</i> -03 (C-03).....	35
4.2.8.	Neraca Panas <i>Partial Condenser</i> -01 (PC-01) .....	36
4.2.9.	Neraca Panas <i>Knock Out Drum</i> -01 (KOD-01) .....	36
4.2.10.	Neraca Panas <i>Reaktor</i> -02 (R-02) .....	36
4.2.11.	Neraca Panas <i>Partial Condenser</i> -02 (PC-02) .....	37
4.2.12.	Neraca Panas <i>Knock Out Drum</i> -02 (KOD-02).....	37
4.2.13.	Neraca Panas <i>Mixing Point</i> -02 (MP-02).....	38
4.2.14.	Neraca Panas <i>Cooler</i> -05 (C-05).....	38
<b>BAB V</b>	.....	<b>39</b>
<b>UTILITAS</b>	.....	<b>39</b>

5.1.	Unit Pengadaan <i>Steam</i> .....	39
5.1.1.	<i>Steam</i> Pemanas .....	39
5.2.	Unit Pengadaan Air.....	40
5.2.1.	Air Pendingin .....	40
5.2.2.	<i>Boiler Feed Water</i> (BFW) .....	43
5.2.3.	Air Domestik .....	43
5.2.4.	Kebutuhan Air Keseluruhan .....	45
5.3.	Unit Pengadaan Listrik .....	46
5.3.1.	Listrik untuk Peralatan .....	46
5.3.2.	Listrik untuk Penerangan.....	46
5.4.	Unit Pengadaan Bahan Bakar .....	48
5.4.1.	Bahan Bakar Keperluan <i>Boiler</i> .....	48
5.4.2.	Bahan Bakar Keperluan Generator .....	48
5.4.3.	Bahan Bakar Keperluan <i>Furnace</i> .....	49
5.4.4.	Kebutuhan Bahan Bakar Keseluruhan .....	49
<b>BAB VI</b>	.....	<b>50</b>
<b>SPESIFIKASI PERALATAN</b>	.....	<b>50</b>
6.1.	<i>HEATER-01</i> .....	50
6.2.	<i>BLOWER-01</i> .....	50
6.3.	<i>AIR PREHEATER-01</i> .....	51
6.4.	<i>FURNACE-01</i> .....	52
6.5.	<i>REAKTOR-01</i> .....	52
6.6.	<i>COOLER-01</i> .....	53
6.7.	<i>COOLER-02</i> .....	54
6.8.	<i>HEAT EXCHANGER-01</i> .....	55
6.9.	<i>COOLER-03</i> .....	56
6.10.	<i>PARTIAL CONDENSER-01</i> .....	57
6.11.	<i>KNOCK OUT DRUM-01</i> .....	57
6.12.	<i>REAKTOR-02</i> .....	58
6.13.	<i>COOLER-04</i> .....	59
6.14.	<i>PARTIAL CONDENSER-02</i> .....	60
6.15.	<i>KNOCK OUT DRUM-02</i> .....	60
6.16.	<i>COOLER-05</i> .....	61
6.17.	TANGKI-01.....	62
<b>BAB VII</b>	.....	<b>63</b>
<b>ORGANISASI PERUSAHAAN</b>	.....	<b>63</b>

7.1.	Bentuk Perusahaan.....	63
7.2.	Struktur Organisasi .....	64
7.3.	Tugas dan Wewenang .....	66
7.3.1.	Dewan Komisaris .....	66
7.3.2.	Direktur .....	66
7.3.3.	Manajer Teknik dan Produksi.....	67
7.3.4.	Manajer Keuangan dan Pemasaran.....	68
7.3.5.	Manajer Kepegawaian dan Umum .....	68
7.4.	Sistem Kerja .....	69
7.4.1.	Waktu Kerja Karyawan <i>Non-shift</i> .....	70
7.4.2.	Waktu Kerja Karyawan <i>Shift</i> .....	70
7.5.	Penentuan Jumlah Karyawan .....	71
7.5.1.	<i>Direct Operating Labor</i> .....	71
7.5.2.	<i>Indirect Operating Labor</i> .....	73
<b>BAB VIII</b> .....		<b>76</b>
<b>ANALISA EKONOMI</b> .....		<b>76</b>
8.1.	Profitabilitas (Keuntungan).....	77
8.1.1.	Total Penjualan Produk .....	77
8.1.2.	Perhitungan <i>Annual Cash Flow (ACF)</i> .....	77
8.2.	Lama Waktu Pengembalian Modal .....	78
8.2.1.	Perhitungan Depresiasi .....	78
8.2.2.	Lama Pengangsuran Pengembalian Pinjaman .....	79
8.2.3.	<i>Pay Out Time (POT)</i> .....	80
8.3.	Total Modal Akhir .....	80
8.3.1.	<i>Net Profit Over Total Lifetime of the Project (NPOTLP)</i> .....	80
8.3.2.	<i>Total Capital Sink (TCS)</i> .....	82
8.4.	Laju Pengembalian Modal .....	82
8.4.1.	<i>Rate of Return on Investment (ROR)</i> .....	82
8.4.2.	<i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCF-ROR)</i> .....	83
8.5.	<i>Break Even Point (BEP)</i> .....	83
<b>BAB IX</b> .....		<b>86</b>
<b>KESIMPULAN</b> .....		<b>86</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....		<b>87</b>

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1. 1.</b> Perbandingan Proses Pembuatan Asam Sulfat.....	5
<b>Tabel 2. 1.</b> Kapasitas Impor Asam Sulfat di Indonesia.....	9
<b>Tabel 2. 2.</b> Data Proyeksi Impor Asam Sulfat .....	10
<b>Tabel 2. 3.</b> Kapasitas Pabrik Asam Sulfat di Indonesia .....	11
<b>Tabel 2. 4.</b> Kapasitas Pabrik Asam Sulfat di Dunia.....	11
<b>Tabel 5. 1.</b> Kebutuhan Steam Pemanas.....	40
<b>Tabel 5. 2.</b> Kebutuhan Air Pendingin .....	40
<b>Tabel 5. 3.</b> Total Kebutuhan Air Domestik.....	45
<b>Tabel 5. 4.</b> Total Kebutuhan Air dalam Pabrik .....	45
<b>Tabel 5. 5.</b> Kebutuhan Listrik Peralatan .....	46
<b>Tabel 5. 6.</b> Total Kebutuhan Listrik Pabrik Asam Sulfat .....	47
<b>Tabel 5. 7.</b> Total Kebutuhan Bahan Bakar.....	49
<b>Tabel 7. 1.</b> Pembagian Jadwal Shift Kerja Karyawan.....	70
<b>Tabel 7. 2.</b> Perincian Jumlah Karyawan .....	73
<b>Tabel 8. 1.</b> Rincian Angsuran Pengembalian Pinjaman .....	79
<b>Tabel 8. 2.</b> Kesimpulan Analisa Ekonomi .....	85

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2. 1.</b> Kapasitas Impor Asam Sulfat.....	10
<b>Gambar 2. 2.</b> Process Flow Diagram Produksi Asam Sulfat.....	17
<b>Gambar 3. 1.</b> Peta Kabupaten Tuban .....	18
<b>Gambar 3. 2.</b> Denah Lokasi Pabrik Asam Sulfat .....	19
<b>Gambar 3. 3.</b> Denah Lokasi Pabrik dengan Sumber Bahan Baku .....	20
<b>Gambar 3. 4.</b> Denah Lokasi Distribusi Asam Sulfat di Pulau Jawa .....	20
<b>Gambar 3. 5.</b> Tata Letak Peralatan Pabrik .....	25
<b>Gambar 3. 6.</b> Tata Letak Pabrik.....	26
<b>Gambar 7. 1.</b> Jumlah Buruh Direct Operating .....	72
<b>Gambar 7. 2.</b> Bagan Organisasi Perusahaan .....	75
<b>Gambar 8. 1.</b> Grafik Break Even Point (BEP) .....	84

## DAFTAR NOTASI

### 1. BLOWER

A	= Luas permukaan <i>blower</i> , ft <sup>2</sup>
Di <sub>opt</sub>	= Diameter optimum pipa, in
P	= Tekanan <i>blower</i> , in H <sub>2</sub> O
Q	= Debit <i>volumetric</i> , ft <sup>3</sup> /jam
W <sub>s</sub>	= Laju alir massa, kg/jam
V	= Kecepatan udara, ft/s
ρ	= Densitas, kg/m <sup>3</sup>

### 2. COOLER, HEATER, PARTIAL CONDENSER

a''	= Luas area <i>tube</i> , ft <sup>2</sup> /ft
a <sub>s</sub>	= <i>Flow area</i> , ft <sup>2</sup>
A	= Luas rea perpindahan panas, ft <sup>2</sup>
B	= <i>Baffle space</i> , in
C <sub>p</sub>	= Panas spesifik, Btu/lbm.°F
D	= Diameter dalam <i>tube</i> , in
D <sub>e</sub>	= Diameter ekivalen, in
f	= Faktor friksi, ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup>
G <sub>s</sub>	= Laju alir massa fluida pada <i>shell</i> , lb/jam.ft <sup>2</sup>
G <sub>t</sub>	= Laju alir massa fluida pada <i>tube</i> , lb/jam.ft <sup>2</sup>
g	= Percepatan gravitasi, ft/s <sup>2</sup>
h	= Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
hi, h <sub>io</sub>	= Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar <i>tube</i> , Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
jH	= Faktor perpindahan panas
k	= Konduktivitas termal, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
L	= Panjang <i>tube</i> , ft
LMTD	= <i>Logaritmic Mean Temperature Difference</i> , °F
N <sub>t</sub>	= Jumlah <i>tube</i>
ΔP <sub>r</sub>	= <i>Return loss pressure drop</i> , psi
ΔP <sub>t</sub>	= <i>Tube pressure drop</i> , psi
ΔP	= <i>Pressure drop total</i> , psi

$P_r$	= Prandl number
ID	= Inside Diameter, ft
OD	= Outside Diameter, ft
Q	= Beban panas, Btu/jam
$R_d$	= Drift factor, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$R_e$	= Bilangan Reynold, <i>dimensionless</i>
s	= Specific gravity
$T_1, T_2$	= Temperatur fluida panas <i>inlet, outlet</i> , °F
$t_1, t_2$	= Temperatur fluida dingin <i>inlet, outlet</i> , °F
$T_c$	= Temperatur rata-rata fluida panas, °F
$t_c$	= Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
$\Delta T_m$	= Selisih <i>log mean temperature</i> , °F
$U_c, U_d$	= <i>Clean overall coefficient, design overall coefficient</i> , Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$W_1$	= Laju alir massa fluida panas, lb/jam
$W_2$	= Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
$\rho$	= Densitas, kg/m <sup>3</sup>
$\mu$	= Viskositas, cp

### 3. FURNACE

A	= Luas <i>tube</i> , ft <sup>2</sup>
$A_{cp}$	= <i>Cold plate area</i> , ft <sup>2</sup>
$A_{cpw}$	= <i>Cold plate area tube wall</i> , ft <sup>2</sup>
$A_r$	= Luas area <i>radian section</i> , ft <sup>2</sup>
$A_{rt}$	= <i>Total exposed radiant length</i> , ft
F	= <i>Exchange factor</i>
e	= Emisivitas
h	= Tinggi seksi <i>radian</i> , ft
H	= Tinggi total seksi <i>radian</i> , ft
L	= Panjang <i>tube</i> , ft
$L_{beam}$	= <i>Mean beam length</i> , ft
$L_r$	= Lebar seksi <i>radian</i> , ft
$L_s$	= Lebar bagian <i>shield</i> , ft
$N_t$	= Jumlah <i>tube</i>



OD	= Diameter luar <i>tube</i> , in
$q_g^2$	= Panas yang terkandung di dalam gas, Btu/jam
$q_n$	= <i>Net heat release</i> , Btu/jam
$q_L$	= <i>Tube heat loss</i> , Btu/jam
$q_r$	= <i>Radian duty</i> , Btu/jam
Q	= Beban panas <i>furnace</i> , Btu/jam
$T_b$	= Tinggi burner, ft
$T_f$	= Temperatur rata-rata fluida, °F
$T_f$	= Temperatur rata-rata dinding °F
$V_f$	= Volume <i>furnace</i> , ft <sup>3</sup>
$\rho_g$	= Densitas <i>fuel gas</i> , lb/ft <sup>3</sup>
$\eta$	= Efisiensi <i>fire heater</i>

#### 4. KNOCK OUT DRUM

$A_{min}$	= <i>Vessel Area Minimum</i> , m <sup>2</sup>
$C_c$	= <i>Corrosion maksimum</i> , in
$D_{min}$	= Diameter <i>vessel minimum</i> , m
$E_j$	= <i>Joint efficiency</i>
$h_{head}$	= Tinggi <i>head</i> , m
$h_{liq}$	= Tinggi <i>liquid</i> , m
$h_{pad}$	= Ketebalan <i>mesh pad</i> , m
$h_t$	= Tinggi <i>vessel</i> , m
$h_s$	= Tinggi <i>shell</i> , m
$h_v$	= Jarak antara <i>inlet nozzle</i> ke <i>mesh pad</i> , m
$h_z$	= Jarak antara <i>inlet nozzle</i> ke tinggi <i>liquid</i> , m
k	= <i>Design velocity factor</i>
OD	= <i>Outside Diameter</i> , m
P	= Tekanan desain, psi
$Q_v$	= Laju alir volumetrik uap, ft <sup>3</sup> /s
$Q_l$	= Laju alir volumetrik <i>liquid</i> , ft <sup>3</sup> /s
S	= <i>Working stress allowable</i> , psi
t	= Tebal dinding <i>vessel</i> , m
$U_{v_{max}}$	= Kecepatan uap maksimum, ft/s

$U_{\text{nozzle}}$	= Velocity of vapor-liquid inlet nozzle, ft/s
$V_t$	= Volume vessel, m <sup>3</sup>
$V_h$	= Volume head, m <sup>3</sup>
$V_s$	= Volume shell, m <sup>3</sup>
$\rho$	= Densitas, Kg/m <sup>3</sup>
$\mu$	= Viskositas, cP
$\rho_v$	= Densitas gas, lb/ft <sup>3</sup>
$\rho_l$	= Densitas liquid, lb/ft <sup>3</sup>

## 5. REAKTOR

$C_{A_0}, C_{B_0}$	= Konsentrasi awal umpan masuk, kmol/m <sup>3</sup>
$C$	= Tebal korosi yang dizinkan, m
$D_k$	= Diameter katalis, m
$D_R$	= Diameter reaktor, m
$E$	= Energi aktivasi, kJ/kmol
$E_j$	= Joint efficiency
$F_{A_0}, F_{B_0}$	= Laju alir umpan, kmol/jam
$H_e$	= Tinggi ellipsoidal, m
$H_s$	= Tinggi silinder, m
$H_R$	= Tinggi reaktor, m
$\Delta H_f$	= Perubahan entalpi pembentukan, kJ/kmol
$k$	= Konstanta laju reaksi, m <sup>3</sup> /kmol.s
$M_A, M_B$	= Berat molekul, kg/kmol
$M_{fr}$	= Laju alir massa umpan, kg/jam
$N$	= Bilangan Avogadro
$OD$	= Outside Diameter, m
$P$	= Tekanan, psi
$Q_f$	= Volumetric Flowrate Umpan, m <sup>3</sup> /jam
$r$	= Jari-jari reaktor, m
$-r_a$	= Laju reaksi, kmol/m <sup>3</sup> .jam
$Re$	= Bilangan Reynold, kJ/kmol.K
$S$	= Working stress yang diizinkan, psi
$T$	= Temperatur, K

$t$	= Tebal dinding reaktor, m
$V_e$	= Volume <i>ellipsoidal</i> , m <sup>3</sup>
$V_k$	= Volume katalis, m <sup>3</sup>
$V_s$	= Volume silinder, m <sup>3</sup>
$V_r$	= Volume reaktor, m <sup>3</sup>
$V_R$	= Volume reaktor total, m <sup>3</sup>
$W_k$	= Berat katalis, kg
$X$	= Konversi
$\rho$	= Densitas
$\phi$	= Porositas Katalis
$\sigma$	= Diameter Partikel, cm

## 6. TANGKI

$C_c$	= Tebal korosi maksimum, in
$D_t$	= Diameter tangki, m
$E_j$	= <i>Joint efficiency</i>
$H_e$	= Tinggi <i>head</i> , m
$H_s$	= Tinggi silinder, m
$H_t$	= Tinggi total tangki, m
OD	= <i>Outside diameter</i> , m
P	= Tekanan desain, psi
r	= Jari-jari tangki, m
S	= <i>Working stress</i> yang diizinkan, psi
t	= Tebal dinding tangki, m
T	= Temperatur Operasi, K
$V_h$	= Volume <i>ellipsoidal head</i> , m <sup>3</sup>
$V_s$	= Volume silinder, m <sup>3</sup>
$V_t$	= Volume tangki, m <sup>3</sup>
$W_s$	= Laju alir massa, kg/jam
$\rho$	= Densitas, kg/m <sup>3</sup>

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Peningkatan berbagai industri kimia di Indonesia termasuk faktor dari berjalannya waktu. Bahan baku dan bahan pendukung untuk memenuhi kebutuhan produksi di industri kimia akan terus semakin meningkat. Peningkatan konsumsi masyarakat terhadap produk industri disebabkan semakin berkembangnya industri di Indonesia. Hal tersebut diperkuat Kemenperin RI, 2022 yang menyatakan bahwa salah satu sub-sektor manufaktur yang paling meningkat adalah di bidang industri kimia. Produk yang dihasilkan pada industri kimia juga sangat bervariasi dan juga dapat digunakan dalam bahan baku dibidang farmasi, kesehatan, otomotif, elektronika, makanan dan minuman.

Performa sektor industri kimia pada saat pandemi COVID-19 tidak mengalami penurunan, dimana hal tersebut membuat industri ini terus berkembang dan memberikan dampak positif. Sektor industri kimia juga memiliki pengaruh besar terhadap Produk Domestik Bruto (PDB) yang memberikan 1,96% terhadap ekonomi nasional (Kemenperin, 2021). Laju pertumbuhan pada sektor industri kimia berdasarkan Badan Pusat Statistik mencapai persentase 9,28%. Peran industri kimia dapat terus tumbuh di tengah pandemi menunjukkan bahwa perluasan sektor industri kimia bisa dilakukan untuk meningkatkan perekonomian nasional.

Salah satu produk di industri kimia memiliki potensi yang menjanjikan untuk dikembangkan adalah asam sulfat. Produk asam sulfat termasuk dalam produk yang banyak digunakan dalam industri lain seperti pengolahan minyak bumi, pembuatan pupuk posfat, kertas dan *pulp*. Produksi asam sulfat dapat berasal dari bahan baku berupa sulfur atau belerang dan gas asam sulfur yang banyak terdapat di Indonesia. Indonesia termasuk sebagai negara multi-industri, sehingga produksi asam sulfat dapat berasal dari gas buang (*flue gas*) mengandung sulfur oksida dan sulfur dioksida yang dimanfaatkan kembali menjadi produk asam sulfat.

Pabrik yang beroperasi dalam produksi asam sulfat di Indonesia masih belum dapat menampung permintaan asam sulfat dalam negeri yang mengakibatkan angka import asam sulfat terbilang tinggi. Oleh karena itu, diperlukan pendirian pabrik baru yang berguna untuk mengurangi ketergantungan produk asam sulfat

terhadap negara-negara importir. Pendirian pabrik asam sulfat di Indonesia yang menggunakan bahan baku dari dalam negeri diharapkan akan menjadikan Indonesia sebagai negara utama eksportir asam sulfat. Pembangunan pabrik asam sulfat juga diharapkan dapat menciptakan pemerataan usaha dan memberi dorongan kepada industri baru yang akan berdiri, yang dimana menjadikan senyawa asam sulfat sebagai bahan baku maupun bahan pendukung dalam membuat suatu produk.

## 1.2. Sejarah dan Perkembangan

Produksi asam sulfat yang pertama dilakukan oleh kimiawan yang bernama Abu Musa Jabir bin Hayyan pada abad ke-8 sebagai produk samping dari produksi air mineral. Perkembangan produksi asam sulfat dilakukan oleh seorang dokter Persia dan kimiawan bernama Ar-Razi pada abad ke-9, beliau mendapatkan asam sulfat dari metode distilasi kering mineral menggunakan besi (II) sulfat pentahidrat dan tembaga (II) sulfat pentahidrat. Proses pemanasan pada distilasi kering akan menguraikan senyawa tersebut menjadi FeO dan CuO dan melepaskan air beserta dengan SO<sub>3</sub> bercampur menjadi larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

Kimiawan Jerman Johan Glauber di abad ke-17 memproduksi asam sulfat dengan menggunakan metode pembakaran sulfur bersama kalium nitrat (KNO<sub>3</sub>). Senyawa kalium nitrat akan terurai dan mengoksidasi sulfur menjadi SO<sub>3</sub> yang kemudian dikontakkan dengan H<sub>2</sub>O sehingga menghasilkan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Pada tahun 1746 seorang kimiawan dan inventor bernama John Roebuck memberikan pembaruan pada metode tersebut di suatu bilik yang menghasilkan asam sulfat lebih efektif dengan konsentrasi 77-78% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Setelah mengalami beberapa kali percobaan dalam perbaikan, didapatkan standar produksi H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yaitu berasal dari proses kamar timbal

Pada tahun 1831, Peregrine Philips berhasil mengembangkan proses produksi asam sulfat yang melibatkan penggunaan metode kontak dengan mengalirkan sulfur dioksida dan udara melalui katalis platina. Proses ini menghasilkan sulfur trioksida yang kemudian dapat diabsorpsi menjadi asam sulfat dengan kadar antara 90-98%. Perkembangan terhadap produksi asam sulfat juga terjadi di tahun 1980 yang menggunakan proses *Wet Sulfuric Acid*. Proses WSA termasuk desulfurisasi gas pertama di perusahaan katalis Denmark Haldor Topsoe. Proses produksi asam sulfat menggunakan metode WSA terus mengalami

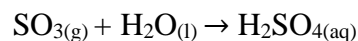
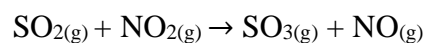
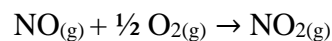
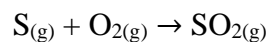
perkembangan penyempurnaan dan diakui sebagai proses yang lebih efisien untuk bahan baku belerang dalam membentuk kualitas asam sulfat dengan produksi simultan uap bertekanan tinggi.

### 1.3. Macam-Macam Proses Pembuatan Asam Sulfat

Proses pembuatan asam sulfat terdiri dari tiga macam proses, diantaranya proses kamar timbal, proses kontak, dan proses *Wet Sulfuric Acid* (WSA). Proses kontak dan proses WSA merupakan pengembangan dari proses kamar timbal, dimana beberapa aspek seperti kondisi operasi, konversi, konsentrasi, dan katalis lebih efisien.

#### 1.3.1. Proses Kamar Timbal

Proses kamar timbal dikenalkan oleh Roebuck dari Birmingham Inggris pada tahun 1746. Proses kamar timbal menggunakan *feed* gas SO<sub>2</sub> dan gas dari menara Gay Lussac, dimana proses ini terdiri dari beberapa rangkaian reaksi sebagai berikut.



Gas SO<sub>2</sub> dan NO dengan gas lainnya dari menara Gay Lussac akan di transfer ke menara Glover. Keluaran gas menara Glover dialirkan ke kamar timbal, lalu di inject menggunakan air. Setelah itu akan dihasilkan asam sulfat dengan konsentrasi 60-67%. Sebagian asam sulfat dari hasil tersebut dibawa kembali ke Glover dan akan menghasilkan asam dengan konsentrasi 77%. Sejumlah asam tersebut dialirkan kembali ke dalam menara Gay Lussac untuk menyerap gas-gas NO<sub>2</sub> sebagai katalisator.

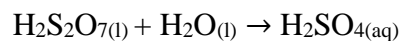
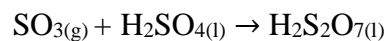
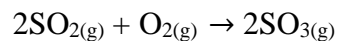
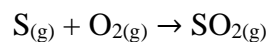
Katalisator gas NO dan NO<sub>2</sub> akan diambil kembali oleh menara Gay Lussac. Penyerapan dilakukan pada suhu sekitar 40-60°C. Kamar timbal ini memiliki permukaan yang cukup dalam, dilapisi dengan timbal yang tipis dan bersekat supaya energi panas dapat dipindahkan dengan baik dan menyebabkan terbentuknya *vapor* asam sulfat. Menara Glover sendiri memiliki tujuan untuk

memekatkan hasil asam sulfat keluaran dari kamar timbal. Proses pemekatan tersebut dilakukan pada suhu yang cukup tinggi, dimana panas yang dibutuhkan diperoleh dari sumber panas gas hasil pembakaran sulfur dengan rentang suhu antara 400-600°C.

### 1.3.2. Proses Kontak

Proses kontak merupakan dilakukan dengan cara melewatkan campuran sulfur dioksida dan udara melalui sebuah katalis, kemudian diiringi oleh penyerapan SO<sub>3</sub> di dalam H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang berkonsentrasi 98,5-99%. Peregrine Philips adalah seorang negarawan Inggris yang menemukan proses kontak pada tahun 1831. Peningkatan pada proses kontak menjadikannya salah satu proses industri yang murah, dikendalikan otomatis, dan kontinyu. Oksigen yang berlebih pada proses kontak digunakan pada campuran gas reaksi.

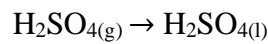
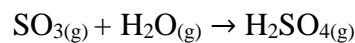
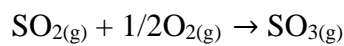
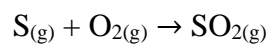
Tahapan pada proses kontak ada empat, yaitu pembuatan sulfur dioksida, pembuatan sulfur trioksida, pembuatan oleum, dan pembuatan asam sulfat. Tahapan tersebut dapat dilihat dari tahapan reaksi di bawah ini.



Cara kerja proses ini dimulai dengan menyemprotkan bahan yang mengandung sulfur ke dalam udara kering berlebih. Sulfur kemudian akan bereaksi dengan oksigen membentuk SO<sub>2</sub>. Proses oksidasi tersebut terjadi di dalam *furnace/sulfur burner*, dimana udara pengoksidasi harus dalam kondisi yang kering agar tidak terbentuk kabut asam yang dapat merusak *furnace*. Lalu proses dilanjutkan oksidasi SO<sub>2</sub> menjadi SO<sub>3</sub> dengan bantuan katalis berupa Vanadium pentaoksida (V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>), dimana proses ini akan membentuk reaksi kesetimbangan yang eksotermis. Selanjutnya SO<sub>3</sub> akan didinginkan dan kemudian dilarutkan dalam H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> pekat. Reaksi tersebut akan membentuk produk oleum (H<sub>2</sub>S<sub>2</sub>O<sub>7</sub>). Dalam kondisi yang encer, oleum akan bereaksi perlahan dengan air menghasilkan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang mempunyai konsentrasi sekitar 98,5-99,5%. Hasil asam sulfat akan dua kali lebih banyak dari proses asam sulfat sebelumnya.

### 1.3.3. Proses *Wet Sulfuric Acid* (WSA)

Proses WSA adalah proses pembuatan asam sulfat dengan metode desulfurisasi gas yang ditemukan dan dikomersilkan oleh Haldor Topsoe pada tahun 1980-an. WSA hampir sama dengan kontak, hanya saja berbeda pada saat proses kondensasi asam sulfat di kondenser WSA. Proses WSA mempunyai keunggulan sehingga banyak digunakan dalam industri, diantaranya lebih efektif *recovery* material sulfur. Produk H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang dihasilkan lebih berkualitas, selain itu juga menghasilkan *steam* bertekanan tinggi. Reaksi utama pembentukan asam sulfat dalam proses WSA ini adalah sebagai berikut.



Proses ini diberi nama *wet sulfuric acid* karena asam pekat dihasilkan oleh kondensasi dari proses gas basah. Energi panas dari proses WSA dapat dipakai kembali karena menghasilkan 2 sampai 3 ton *steam* bertekanan tinggi dari per ton asam yang dihasilkan. Komponen sulfur dan oksigen merupakan bahan baku yang dipakai dalam proses ini untuk membentuk gas SO<sub>2</sub>. Gas SO<sub>2</sub> tersebut akan bereaksi dengan oksigen membentuk SO<sub>3</sub> dengan bantuan katalis V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>. Setelah itu, gas SO<sub>3</sub> akan bereaksi dengan air membentuk gas H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Gas H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dikondensasikan di dalam kondenser WSA untuk menghasilkan asam sulfat dalam bentuk *liquid*. Udara yang dipakai untuk pendinginan dalam kondenser memiliki suhu diantara 210-220°C. Pemanasan lebih lanjut untuk suhu operasi katalis konversi gas SO<sub>2</sub> menggunakan panas yang dari reaktor konversi SO<sub>2</sub>.

**Tabel 1. 1.** Perbandingan Proses Pembuatan Asam Sulfat

Perbandingan	Proses Kamar Timbal	Proses Kontak	Proses WSA
Kondisi Operasi	Menara Glover: 425-660°C Bilik Timbal: 400-600°C	400-450°C	420-440°C



Katalis	NO dan NO <sub>2</sub>	V <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	V <sub>2</sub> O <sub>5</sub>
Konversi	77%-79%	98,5%-99%	99%
Kemurnian Produk	72%	98,5%	98%
Biaya Produksi	Tinggi	Rendah	Rendah

#### 1.4. Sifat-Sifat Fisika dan Kimia

##### 1) Sulfur Dioksida

Rumus Molekul	: SO <sub>2</sub>
Berat Molekul	: 64,0650 g/mol
Densitas	: 0,1690 lb/ft <sup>3</sup>
Titik Didih	: -10,02°C
Titik Lebur	: -73,15°C
Temperatur Kritis	: 157,60 °C
Tekanan Kritis	: 77,8090 atm
Wujud	: Gas
Bau	: Menyengat

(Yaws, 1999)

##### 2) Oksigen

Rumus Molekul	: O <sub>2</sub>
Berat Molekul	: 31,9990 g/mol
Densitas	: 0,0830 lb/ft <sup>3</sup>
Titik Didih	: -182,98°C
Titik Lebur	: -218,79°C
Temperatur Kritis	: -118,57 °C
Tekanan Kritis	: 49,7705 atm
Wujud	: Gas

(Yaws, 1999)

##### 3) Sulfur Trioksida

Rumus Molekul	: SO <sub>3</sub>
Berat Molekul	: 80,0640 g/mol
Densitas	: 1,9700 g/mL
Titik Didih	: 44,75°C
Titik Lebur	: 16,80°C
Temperatur Kritis	: 217,70°C

Tekanan Kritis : 80,9968 atm  
Wujud : Gas

(Yaws, 1999)

4) Asam Sulfat

Rumus Molekul :  $\text{H}_2\text{SO}_4$   
Berat Molekul : 98,0790 g/mol  
Densitas : 1,8400 g/cm<sup>3</sup>  
Titik Didih : 336,85°C  
Titik Lebur : 10,31°C  
Temperatur Kritis : 651,85°C  
Tekanan Kritis : 63,1631 atm  
Wujud : Cair tidak berwarna

(Yaws, 1999)

5) Katalis Vanadium Pentaoksida

Rumus Molekul :  $\text{V}_2\text{O}_5$   
Berat Molekul : 181,8800 g/mol  
Densitas : 550,0000 kg/m<sup>3</sup>  
Titik Didih : 1750 °C  
Titik Lebur : 690 °C  
Wujud : Padat  
Warna : Kuning oranye

(SDS Vanadium(V) Oxide, 2022)

## DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik, B. P. S. 2023. *Ekspor dan Impor*. (Online). <https://www.bps.go.id/exim/>. (Diakses pada tanggal 24 Februari 2023)
- Bank Indonesia. 2022. *Suku Bunga Penjaminan*. (Online).<https://www.bi.go.id/id/moneter/suku-bunga-penjaminan/Contents/Default.aspx>. (Diakses pada tanggal 3 Juni 2023).
- Boundy, B., Diegel S. W., Wright, L., dan David, S. C. 2011. *Biomass Energy Data Book 4<sup>th</sup> Edition*. Oak Ridge: Oak Ridge National Laboratory.
- Christensen, K. A. 2007. *Process for The Production of Sulfuric Acid*. US 2007/0110663 A1.
- Climate-Data.org, C-D. 2023. *Data and Graphs for Weather and Climate in Tuban*. <https://en.climate-data.org/asia/indonesia/east-java/tuban-977167/>. (Diakses pada tanggal 4 Mei 2023).
- Coulson, J. M. dan Richardson, J. F. 2005. *Chemical Engineering Design*. UK: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Dinas PU. 1996. *Kriteria Perencanaan Ditjen Cipta Karya Dinas PU*. Jakarta: Dinas Pekerjaan Umum.
- Dinas PU. 2018. *Modul Proyeksi Kebutuhan Air dan Identifikasi Pola Fluktuasi Pemakaian Air*. Jakarta: Dinas Pekerjaan Umum.
- DKL Engineering Inc. 2023. *Sulphuric Acid on The Web – Knowledge for the Sulphuric Acid Industry*. (Online). [http://www.sulphuric-acid.com/DKL\\_Engineering/DKLEngineering.htm](http://www.sulphuric-acid.com/DKL_Engineering/DKLEngineering.htm). (Diakses pada 25 Februari 2023).
- Evans, F. L. 1980. *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants 2<sup>nd</sup> Edition*. Texas: Gulf Publishing Company.
- Felder, R. M. dan Rousseau, R. W. 2005. *Elementary Principles of Chemical Processes 3<sup>rd</sup> Edition*. US: John Wiley & Sons, Inc.
- Fogler, H. S. 2006. *Solutions Manual for Elements of Chemical Reaction Engineering Fourth Edition*. Pennsylvania: Pearson Education, Inc.
- Haber, J., Witko, M., dan Tokarz, R. 1997. *Vanadium Pentoxide I. Structures and Properties*. Applied Catalysis A: 3-22.

- Huang, R., dkk. 2021. *Process System and Process Method for Conversion of Sulfur-Containing Flue Gas to Sulfuric Acid*. EP 3904279 A1.
- Kemenperin. 2021. *Kementerian Perindustrian Republik Indonesia: Sektor Manufaktur Tumbuh Agresif di Tengah Tekanan Pandemi*. (Online). <https://kemenperin.go.id/artikel/22681/Sektor-Manufaktur-Tumbuh-Agresif-di-Tengah-Tekanan-Pandemi->. (Diakses pada 21 Februari 2023).
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill.
- Maloney, J. O. 2008. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8<sup>th</sup> Edition*. USA: McGraw-Hill.
- Musyarrif, F. A. 2020. *Perusahaan Tidak Berbadan Hukum*. (Online). <https://rewangrencang.com/perusahaan-tidak-berbadan-hukum/>. (Diakses pada tanggal 1 Juni 2023).
- Perry, R. H., dan Green, D. W. 1997. *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7<sup>th</sup> Edition*. USA: McGraw-Hill.
- Peters, M. S., dan Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 4<sup>th</sup> Edition*. Singapore: McGraw-Hill.
- PPKL, Menlhk. 2023. Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 41 Tahun 1999. tentang Pengendalian Pencemaran Udara. (Online). <https://ppkl.menlhk.go.id/website/filebox/793/191001095748PP%20Nomor%2041%20Tahun%201999%20tentang%20Pengendalian%20Pencemaran%20Udara.pdf>. (Diakses pada tanggal 30 Mei 2023).
- Smith, J. M. 1982. *Chemical Engineering Kinetics, 2nd Edition*. New York: McGraw-Hill Book Co.
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbott, M. M. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 6<sup>th</sup> Edition*. New York: McGraw-Hill.
- SNI 6197: 2011. *Konservasi Energi Pada Sistem Pencahayaan*. Jakarta: Badan Standardisasi Nasional.
- Srinivas, G. dan Steven C. G. 2013. *Low Temperature Sulphur Dioxide Oxidation Catalyst for Sulfuric Acid Manufacture*. US 2013/0336876 A1.
- Suprpti dan Helani, N. 2022. *Pra Rancangan Pabrik Karbon Dioksida dari Flue Gas dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun*. [SKRIPSI]. Yogyakarta: Universitas Islam Indonesia.

- Treybal, R. E. 1981. *Mass-Transfer Operation 3<sup>rd</sup> Edition*. New York: McGrawHill.
- Ulrich, G. D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley dan Sons.
- Vilbrandt, F. C. dan Dryden, C. E. 1959. *Chemical Engineering Plant Design*. New York: McGraw-Hill.
- Walas, S. M. 1988. *Chemical Proses Equipment Selection and Design*. New York: Butterworth-Heinemann.
- Welty, J. R., dkk. 2007. *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer 5<sup>th</sup> Edition*. USA: John Wiley & Sons, Inc.
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw-Hill.