

SKRIPSI

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ASAM SULFAT KAPASITAS
190.000 TON/TAHUN**

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh

Gelar Sarjana Teknik Kimia

pada

Universitas Sriwijaya



OLEH:

DIONISIUS

03031182025004

MUHAMMAD AZIMI KURNIAWAN

03031282025039

**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

2025

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ASAM SULFAT KAPASITAS
190.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat memperoleh gelar sarjana
Teknik Kimia pada Universitas Sriwijaya

Oleh:

Dionisius 03031182025004

Muhammad Azimi Kurniawan 03031282025039

Indralaya, Maret 2025

Dosen Pembimbing Tugas Akhir,

Prof. Hj. Tuty Emilia Agustina, S.T, M.T, Ph.D, IPM

NIP. 197208092000032001

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., IPM.

NIP. 197502012000122001

HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa skripsi dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Sulfat Kapasitas 190.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan oleh Dionisius dan Muhammad Azimi Kurniawan dihadapan Tim Penguji Sidang Akhir jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada Tanggal 26 Februari 2025. Dengan ini menyatakan bahwa:

1. Dr. Budi Santoso, S.T, M.T
NIP. 197706052003121004
2. Lia Cundari, S.T, M.T
NIP. 198412182008122002
3. Tine Aprianti, S.T, M.T, Ph.D
NIP. 198204252023212029

()

()

()

Indralaya, Maret 2025

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Pembimbing Tugas Akhir


Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., IPM
NIP. 197502012000122001


Prof. Hj. Tuty Emilia Agustina, S.T, M.T, Ph.D, IPM
NIP. 197208092000032001

HALAMAN PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa:

Dionisius

03031182025004

Muhammad Azimi Kurniawan

03031282025039

Judul:

**“PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ASAM SULFAT KAPASITAS
190.000 TON/TAHUN”**

Mahasiswa tersebut telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada Sidang Sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 26 Februari 2025 oleh Dosen Penguji:

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

()

2. Lia Cundari, S.T, M.T
NIP. 198412182008122002

()

3. Tine Aprianti, S.T, M.T, Ph.D
NIP. 198204252023212029

()

Indralaya, Maret 2025

Mengetahui,

Pembimbing Tugas Akhir


Prof. Hj. Tuty Emilia Agustina, S.T, M.T, Ph.D, IPM

NIP. 197208092000032001

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Dionisius
NIM : 03031182025004
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Sulfat
Kapasitas 190.000 Ton/Tahun

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Dionisius didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai sistem yang berlaku.

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



Indralaya, Maret 2025



Dionisius

03031182025004

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Muhammad Azimi Kurniawan
NIM : 03031282025039
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Sulfat
Kapasitas 190.000 Ton/Tahun

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Muhammad Azimi Kurniawan didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai sistem yang berlaku.

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



Indralaya, Maret 2025



Muhammad Azimi Kurniawan

03031282025039

RINGKASAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ASAM SULFAT 190.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, Maret 2025

Dionisius dan Muhammad Azimi Kurniawan

Dibimbing oleh Prof. Hj. Tuty Emilia Agustina, S.T, M.T, Ph.D, IPM

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

ABSTRAK

Pabrik pembuatan Asam Sulfat dengan kapasitas produksi 190.000 ton/tahun direncanakan akan berdiri pada tahun 2030 di Kelurahan Cipadung Wetan, Kecamatan Panyileukan, Kabupaten Bandung, Provinsi Jawa Barat dengan luas 5 Ha. Bahan baku untuk pembuatan asam sulfat adalah sulfur . Proses pembuatan asam sulfat ini mengacu pada Patent EP 4335817A1 dengan proses kontak yang membentuk produk asam sulfat. Pada pembuatan asam sulfat pada pabrik ini menggunakan 3 reaktor dengan 3 jenis yang berbeda, yang dimana reaktor 1 adalah *bubble column*, reaktor 2 adalah reaktor *fixed bed* dan reaktor 3 menggunakan reaktor CSTR. Pabrik ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *line and staff* yang dipimpin oleh seorang direktur dengan karyawan sebanyak 183 orang. Pabrik Asam Sulfat layak untuk didirikan karena telah memenuhi parameter kelayakan ekonomi:

❖ <i>Total Capital Investment (TCI)</i>	= US\$ 210.922.275,01
❖ Total Penjualan	= US\$ 511.663.134,96
❖ <i>Total Production Cost (TPC)</i>	= US\$ 392.249.303,62
❖ <i>Annual Cash Flow (ACF)</i>	= 46,90%
❖ <i>Pay Out Time</i>	= 2,2 tahun
❖ <i>Rate of Return On Investment (ROR)</i>	= 39,63%
❖ <i>Discounted Cash Flow – ROR</i>	= 46,18%
❖ <i>Break Even Point (BEP)</i>	= 23,76%
❖ <i>Service Life</i>	= 11 tahun

Kata Kunci: Asam Sulfat, *Double Contact*, *Bubble Reactor*, *Absorption*

KATA PENGANTAR

Puji Syukur atas kehadiran Allah *Subhanahu Wa Ta'ala* berkat limpahan rahmat, nikmat, serta hidayah-Nya penulis dapat menyelesaikan penyusunan laporan tugas akhir dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Sulfat Kapasitas 190.000 Ton/Tahun”. Tugas akhir ini diselesaikan dengan dukungan dari berbagai pihak. Diucapkan terima kasih yang setulusnya kepada:

- 1) Kedua orang tua penulis yang selama ini telah membantu penulis dalam bentuk kasih sayang, perhatian, semangat, dan doa yang tiada henti-hentinya demi kelancaran dan kesuksesan penulis dalam menyelesaikan tugas 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 Sektetaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 4) Prof. Hj. Tuty Emilia Agustina, S.T, M.T, Ph.D, IPM selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang selalu memberikan bimbingan dan arahan kepada penulis sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan.
- 5) Ibu Asyeni Miftahul Jannah, S.T, M.Si. selaku Koordinator Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya Kampus Indralaya.
- 6) Bapak/Ibu dosen dan staf Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 7) Sahabat dan kakak tingkat yang telah memberi semangat. Semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi pembaca.

Indralaya, Maret 2025

Tim Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN	i
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS	ii
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS	v
ABSTRAK	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR	x
DAFTAR NOTASI	xi
DAFTAR LAMPIRAN	xxi
BAB I. PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan Produksi Asam Sulfat	2
1.3. Jenis – Jenis Proses Produksi Asam Sulfat	3
1.4. Data-data Sifat Fisik dan Kimia Bahan Kimia.....	5
BAB II .PERENCANAAN PABRIK	8
2.1. Alasan Pendirian Pabrik	8
2.2. Pemilihan Kapasitas Produksi	9
2.3. Pemilihan Proses.....	14
2.4. Uraian Proses.....	15
BAB III. LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	17
3.1. Lokasi Pabrik.....	17
3.2. Tata Letak Peralatan.....	22
3.3. Tata Letak Pabrik	23
BAB IV. NERACA MASSA DAN NERACA PANAS	25
4.1. Neraca Massa	25
4.2. Neraca Panas	28
BAB V. UTILITAS	33
5.1. Unit Pengadaan Air	34
5.2. Unit Pengadaan Steam	38

BAB VI. SPESIFIKASI PERALATAN	41
6.1. Sulfur Storage – 01 (ST-01)	41
6.2. Belt Conveyor-01 (BC-01).....	41
6.3. Belt Conveyor-02 (BC-02).....	42
6.4. Bucket Elevator-01 (BC-01)	43
6.5. Bucket Elevator-02 (BC-02)	44
6.6. <i>Hopper-01</i> (HO-01).....	45
6.7. Melter-01 (M-01)	46
6.7. Heater-01 (H-01)	46
6.8. Heater-02 (H-02).....	47
6.9. Heater-03 (H-03)	48
6.10. Heater-04 (H-04).....	49
6.11 Heater-05 (H-05)	50
6.12 Pompa-01 (P-01)	51
6.13 Pompa-02 (P-02)	51
6.14 Pompa-03 (P-03)	52
6.15 Pompa-04 (P-04)	53
6.16 <i>Pompa-5</i> (P-05)	53
6.17 <i>Pompa-6</i> (P-06)	54
6.18 Tangki Penyimpanan-01 (T-01).....	55
6.19 Kompresor-01 (K-01).....	55
6.20 Kompresor-02 (K-02).....	56
6.21 Reaktor-01 (R-01)	56
6.22 Cooler-01 (C-01).....	58
6.23 Cooler-02 (C-02).....	59
6.24 Cooler-03 (C-03).....	60
6.25 Cooler-04 (C-04).....	61
6.26 Reaktor-02 (R-02)	62
6.27 Absorber-01 (AB-01)	63
6.28 Absorber-02 (AB-02)	63
6.29 Stripper-01 (ST-01).....	64
6.30 Stripper-02 (ST-02).....	65

6.31	Kondensor-01 (CD-01)	66
6.32	Kondensor-02 (CD-02)	67
6.33	Tangki Penyimpanan-02 (T-02)	67
6.34	Tangki Penyimpanan-03 (T-03)	68
6.35	Reaktor-03 (R-03)	69
BAB VII. SISTEM MANAJEMEN DAN ORGANISASI PERUSAHAAN		70
.....		
7.2.	Struktur Organisasi Perusahaan	71
7.3.	Tugas dan Wewenang	71
7.4.	Sistem Kerja	76
7.5.	Penentuan Jumlah Karyawan	78
BAB VIII. ANALISA EKONOMI.....		83
8.1.	Keuntungan (Profitabilitas)	84
8.2.	Lama Waktu Pengembalian Modal	85
8.3.	Total Modal Akhir.....	87
8.4.	Laju Pengembalian Modal	89
8.5.	Break Even Point (BEP).....	90
BAB IX. KESIMPULAN		93
DAFTAR PUSTAKA		94

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Perbandingan Proses Produksi Asam Sulfat	5
Tabel 2. 1.Kapasitas Impor Asam Sulfat di Indonesia.....	9
Tabel 2. 2. Pertumbuhan Rata- Rata Impor Asam Sulfat di Indonesia	10
Tabel 2. 3. Proyeksi Pertumbuhan Rata-rata Impor Asam Sulfat di Indonesia	10
Tabel 2. 4. Data Kapasitas Pabrik Asam Sulfat di Indonesia.....	11
Tabel 2. 5. Konsumsi Asam Sulfat di Indonesia	11
Tabel 2. 6. . Proyeksi Konsumsi Asam Sulfat di Indonesia.....	12
Tabel 2. 7. Proyeksi Supply dan Demand Asam Sulfat di indonesia.....	13
Tabel 5.1. Kebutuhan Air Pendingin.....	35
Tabel 5.2. Kebutuhan Air Domestik	37
Tabel 5.3. Total Kebutuhan Air dalam Pabrik	37
Tabel 5. 4. Kebutuhan Steam Peralatan	38
Tabel 5.5. Kebutuhan Listrik Peralatan.....	38
Tabel 8.1. Tabel Penjualan Produk	84
Tabel 8.2. Rincian Angusuran Pengembalian Modal (US\$).....	86
Tabel 8.3. Kesimpulan Analisa Ekonomi	92

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3. 1. Peta Kabupaten Bandung	17
Gambar 3. 2. Lokasi Pabrik Asam Sulfat.....	18
Gambar 3. 3. Jarak Lokasi Pabrik dengan PT. Indosulfur Mitrakimia	19
Gambar 3. 4. Jarak Lokasi Pabrik dengan PT Samator Gas Industri.....	20
Gambar 3. 5. Denah Lokasi Distribusi Asam Sulfat	19
Gambar 3. 6. Tata Letak Peralatan Pabrik	22
Gambar 7. 1. Struktur Organisasi Perusahaan	82
Gambar 8. 1. Grafik Break Even Point (BEP) Pabrik Pembuatan Asam Sulfat Kapasitas 190.000 ton/tahun	91

DAFTAR NOTASI

1. SULFUR WAREHOUSE

W_s	=	Laju alir massa, kg/jam
T	=	Suhu, K
P	=	Tekanan, atm
V_t	=	Kapasitas, m^3
L	=	Panjang, m
W	=	Lebar, m
r	=	Tinggi (berdasar radius <i>arch</i>), m

2. BELT CONVEYOR

Q	=	Laju alir massa, kg/jam
w_b	=	Lebar <i>belt</i> , in
W_b	=	Berat <i>belt</i> , lb/ft
W_m	=	Berat material, lb/ft
V	=	Kecepatan <i>belt</i> , ft/menit
L	=	Panjang <i>belt</i> , ft
f	=	<i>Safety factor</i> , %
A_i	=	<i>Belt tension</i> , lbs
S_i	=	<i>Idler spacing</i> , ft
d_i	=	Diameter <i>idler rolls</i> , in
K_x	=	Faktor friksi <i>idler</i>
K_t	=	Faktor koreksi suhu ambien
K_y	=	Faktor perhitungan gaya pada <i>belt</i> dan kelenturan muatan pada <i>idler</i>
T_0	=	<i>Minimum tension</i> untuk 3% sag, lb
T_{sb}	=	<i>Skirtboard tension</i> , lb
C_s	=	Faktor material
h_s	=	<i>Load depth touching skirtboard</i> , in
L_{sb}	=	Panjang <i>skirtboard</i> , ft
S_{sb}	=	<i>Skirtboard spacing</i> , ft
T_{ac}	=	<i>Accessories tension (pulleys & skirtboard)</i> , lb
T_e	=	<i>Effective tension</i> , lb
H	=	Elevasi, ft
H_p	=	Daya, hp

3. BUCKET ELEVATOR

Q	=	Laju alir massa, kg/jam
f	=	<i>Safety factor</i> , %

4. HOPPER

G	=	Laju alir massa, kg/s
V_h	=	Volume hopper, m ³
d_{eff}	=	Diameter efektif keluaran hopper, m
f	=	<i>Safety factor</i> , %
t	=	Lama penyimpanan, jam
g	=	Percepatan gravitasi, 9,8 m/s ²
h	=	Tinggi konis, m
a	=	<i>Conical wall angle</i> , °
V_c	=	Volume konis, m ³
V_s	=	Volume <i>shell</i> , m ³
S	=	<i>Stress allowance</i> , psi
E	=	<i>Joint efficiency</i>
P	=	Tekanan operasi, psi
C	=	Faktor korosi / 10 tahun, in
D	=	Diameter hopper, in
r_i	=	Jari-jari hopper, in
t_s	=	Tebal <i>shell</i> , in
t_c	=	Tebal konis, in

5. MELTER

Q	=	Laju alir volumetrik <i>steam</i> , m ³ /jam
Δt	=	LMTD (<i>Log Mean Temperature Difference</i>)
f	=	<i>Safety factor</i> , %
D_t	=	Diameter bejana, in
H_s	=	Tinggi selimut bejana, m
t_s	=	Tebal <i>shell</i> , in
t_h	=	Tebal <i>head</i> , in
OD	=	Diameter luar, in

W	=	<i>Stress intensification factor pada torispherical head</i>
V_d	=	Volume <i>dish</i> , m^3
V_{sf}	=	Volume <i>straight flange</i> , m^3
V_h	=	Volume head, m^3
D_i	=	Diameter pengaduk, m
W_B	=	Lebar <i>blade</i> , m
L	=	Panjang <i>blade</i> , m
B	=	Lebar <i>baffle</i> , m
H_B	=	Tinggi <i>baffle</i> , m
C	=	Jarak pengaduk dari dasar vessel, m
Z	=	Tinggi cairan dalam vessel, m
N	=	Kecepatan putaran pengaduk, rpm
WELH	=	<i>Water equivalent liquid height</i> , ft
Sg	=	<i>Specific gravity</i>
Φ	=	<i>Power function</i>
MHP	=	<i>Motor Horse Power</i>
A	=	Luas permukaan <i>coil</i> , m^2
D_c	=	Diameter <i>coil</i> , m
A'	=	<i>Flow area per tube</i> , in^2
a''	=	<i>Surface per lin. feet</i> , ft^2/ft
G_t	=	Laju alir massa per luas, $lb/ft^2.h$
A_j	=	Luas permukaan transfer panas, ft^2
A_t	=	Luas permukaan tiap <i>turn coil</i> , ft^2
N_t	=	Jumlah <i>turn coil</i>

6. HEATER, COOLER, CONDENSOR

Q	=	<i>Duty HE</i> , BTU/jam
Δt	=	LMTD (<i>Log Mean Temperature Difference</i>)
T_1, T_2	=	Suhu inlet dan outlet fluida panas, °F
t_1, t_2	=	Suhu inlet dan outlet fluida dingin, °F
F_t	=	Faktor koreksi
U_D	=	<i>Design overall coefficient</i> , $Btu/jam.ft^2.^{\circ}F$
U_c	=	<i>Clean overall coefficient</i> , $Btu/jam.ft^2.^{\circ}F$
A	=	Luas area perpindahan panas, ft^2
$a't$	=	<i>Flow area per tube</i> , in^2

a''	=	<i>Surface per lin. feet, ft²/ft</i>
N_t	=	<i>Jumlah tube</i>
L	=	<i>Typical tube length, ft</i>
B	=	<i>Baffle spacing, in</i>
d_e	=	<i>Diameter ekuivalen, in</i>
T_{avg}, t_{avg}	=	<i>Suhu rata-rata pada fluida panas (T) dan fluida dingin (t)</i>
C'	=	<i>Clearance between adjacent tubes, in</i>
a_s	=	<i>Flow area across bundle, ft²</i>
n	=	<i>Jumlah tube pass</i>
W_1	=	<i>Flowrate shell side, kg/jam</i>
G_s	=	<i>Laju alir massa per luas permukaan pada shell, lb/ft².jam</i>
w	=	<i>Flowrate tube side, kg/jam</i>
G_t	=	<i>Laju alir massa per luas permukaan pada tube, lb/ft².jam</i>
μ	=	<i>Viskositas, lb/ft.jam</i>
t_w	=	<i>Suhu pada dinding tube, °F</i>
f	=	<i>Faktor friksi</i>
$N+1$	=	<i>Number of cross</i>
s	=	<i>Specific gravity</i>
ΔP_t	=	<i>Pressure drop tube side, psi</i>
ΔP_s	=	<i>Pressure drop shell side, psi</i>
ΔP_r	=	<i>Return pressure drop, psi</i>
g'	=	<i>Percepatan gravitasi, 9,8 m/s²</i>
ΔP_T	=	<i>Pressure drop tube total, psi</i>
jH	=	<i>Faktor perpindahan panas</i>
h_i	=	<i>Tube heat transfer coefficient, BTU/jam.ft².°F</i>
h_{io}	=	<i>Wall heat transfer coefficient, BTU/jam.ft².°F</i>
h_o	=	<i>Shell heat transfer coefficient, BTU/jam.ft².°F</i>

7. POMPA

m_s	=	<i>Laju alir massa, kg/jam</i>
P_{uap}	=	<i>Tekanan uap, kPa</i>
f	=	<i>Faktor keamanan, %</i>
Q_f	=	<i>Kapasitas pompa, m³/s</i>
D_{opt}	=	<i>Diameter optimum pipa, in</i>
a''	=	<i>Pipe flow area, ft²</i>

V_s	=	<i>Suction velocity, m/s</i>
ε	=	<i>Equivalent roughness, m</i>
H_{fs}	=	<i>Skin friction loss, J/kg</i>
H_{fc}	=	<i>Sudden contraction friction loss, J/kg</i>
H_{ff}	=	<i>Fitting & valve friction loss, J/kg</i>
H_{fsuc}	=	<i>Suction friction loss total, J/kg</i>
H_{suc}	=	<i>Suction head, m</i>
H_s	=	<i>Static head, m</i>
H_v	=	<i>Velocity head, m</i>
η	=	<i>Efisiensi pompa, %</i>
BHP	=	<i>Brake Horse Power, hp</i>

8. TANGKI PENYIMPANAN-01

M	=	Laju alir massa, kg/jam
t	=	Lama waktu simpan, jam
f	=	Faktor keamanan, %
V	=	Volume penyimpanan, m ³
D	=	Diameter tangki, m
P	=	Tekanan, atm
S	=	<i>Stress allowance, atm</i>
E_j	=	<i>Joint efficiency</i>
C_c	=	<i>Corrosion allowance/10 tahun, m</i>
r_i	=	Jari-jari tangki, m
t_t	=	Tebal tangki, m

9. KOMPRESOR

Q_1	=	Laju alir volumetrik, ft ³ /jam
W	=	Laju alir massa, lb/menit
f	=	Faktor keamanan, %
R	=	Konstanta gas, m ³ .atm/kmol.K
C_p	=	Kapasitas panas, kJ/kmol.K
R_c	=	Rasio kompresi
Q	=	Kapasitas kompresor, ft ³ /menit
P_w	=	Daya kompresor, hp

P_1	=	Tekanan input kompresor, atm
P_2	=	Tekanan output kompresor, atm
T	=	Suhu, °R

10. REAKTOR-01

V_0	=	Laju alir volumetrik umpan, m ³ /jam
M	=	Laju alir umpan, kg/jam
C_0	=	Konsentrasi awal, kmol/m ³
$-r_A$	=	Laju reaksi, kmol/m ³ .jam
D_L	=	Difusivitas cairan, m ² /s
Φ	=	Faktor asosiasi solven
M	=	Berat molekul solven, kg/kmol
T	=	Suhu, K
μ	=	Viskositas solven, mN.s/m ²
V_m	=	Volume molar <i>solute</i> pada titik didihnya, m ³ /kmol
σ	=	<i>Surface tension</i> , kg/s ²
P_{ch}	=	Sudgen's parachor
d_B	=	Diameter gelembung, mm
$Eö_b$	=	Eotvos Number
g	=	Percepatan gravitasi, 9,8 m/s ²
U_{sg}	=	<i>Superficial gas velocity</i> , m/s
ε	=	<i>Gas holdup</i> ,
A_V	=	<i>Interfacial area</i> , m ⁻¹
k_L	=	Koefisien transfer massa, m/h
Z	=	Tinggi dispersi efektif, m
L	=	Laju alir volumetrik fase liquid, m ³ /jam
F	=	Laju alir molar fase gas, kmol/jam
H	=	Konstanta Henry, 126,6 m ³ .bar/kmol
Ω	=	Luas penampang aktif, m ²
k	=	Konstanta laju reaksi, jam ⁻¹
V	=	Volume selimut bejana, m ³
t_h	=	Tebal <i>head</i> , m
t_s	=	Tebal <i>shell</i> , m
S	=	<i>Stress value</i> , atm
C_c	=	<i>Corrosion allowance</i> /10 tahun, m

H_h	=	Tinggi <i>head</i> total, m
r_i	=	Jari-jari bejana, m
L_p	=	Panjang <i>ring sparger</i> , m
D_s	=	Diameter <i>sparger</i> , m
Q_{load}	=	Beban panas aliran pendingin, BTU/jam
T_{avg}	=	Suhu rata-rata <i>molten salt</i> , °F
U_D	=	<i>Design overall coefficient</i> , BTU/jam.ft ² .°F
T_r	=	Suhu operasi reaktor, °F
Δt	=	LMTD
A_j	=	Luas permukaan transfer panas, ft ²
N	=	Jumlah <i>turn coil</i>
V_{coil}	=	Volume <i>coil</i>
p	=	Jarak antar <i>coil</i>

11. REAKTOR-02

V_0	=	Laju alir volumetrik umpan, m ³ /jam
M	=	Laju alir umpan, kg/jam
C_0	=	Konsentrasi awal, kmol/m ³
A_i	=	Faktor pre-eksponensial, s ⁻¹
$E_{a,i}$	=	Energi aktivasi, kJ/mol
R	=	Konstanta gas, J/mol.K
T	=	Suhu operasi, K
k_i	=	Konstanta laju reaksi, s ⁻¹
θ	=	<i>Surface coverage</i>
r	=	Laju reaksi, mol/s.kg cat
Φ	=	Porositas katalis
W_k	=	Berat katalis, kg
V_k	=	Volume katalis, m ³
V_r	=	Volume reaktor, m ³
f	=	Safety factor, %
D_a	=	Diameter reaktor, m
H_{bed}	=	Tinggi bed, m
H_s	=	Tinggi reaktor, m
t_h	=	Tebal <i>head</i> , m
E_j	=	<i>Joint efficiency</i>

S	=	Stress value, atm
C _c	=	Corrosion allowance/10 tahun, m
H _h	=	Tinggi head total, m
t _s	=	Tebal shell, m
r _i	=	Jari-jari bejana, m
Q _{load}	=	Beban panas aliran pendingin, BTU/jam
T _{avg}	=	Suhu rata-rata molten salt, °F
U _D	=	Design overall coefficient, BTU/jam.ft ² .°F
T _r	=	Suhu operasi reaktor, °F
Δt	=	LMTD
A _j	=	Luas permukaan transfer panas, ft ²
N	=	Jumlah turn coil
V _{coil}	=	Volume coil
p	=	Jarak antar coil

12. ABSORBER & STRIPPER

Q _G	=	Laju alir volumetrik umpan gas, m ³ /jam
M _G	=	Laju alir umpan gas, kg/jam
A	=	Luas area kolom, m ²
D	=	Diameter kolom, m
σ	=	Koefisien Lennard-Jones
D _{AB} , D _L	=	Difusivitas fase gas dan fase cair, m ² /s
Sc _G	=	Schmidt Number gas masuk
Sc _L	=	Schmidt Number cairan masuk
a _A	=	Interfacial area, m ² /m ³
εL _o	=	Operating void space
F _G	=	Liquid phase coefficient, kmol/m ² .s
F _L	=	Gas phase coefficient, kmol/m ² .s
F _{Ga} , F _{La}	=	Koefisien volumetrik fase gas dan cair, kmol/m ³ .s
H _{OG}	=	Height of Transfer Unit
N _{OG}	=	Number of Transfer Unit
Z	=	Tinggi packing, m
ΔP	=	Pressure drop, N/m ²
t _h	=	Tebal head, m
E _j	=	Joint efficiency

S	=	<i>Stress value, atm</i>
C_c	=	<i>Corrosion allowance/10 tahun, m</i>
H_h	=	<i>Tinggi head total, m</i>
t_s	=	<i>Tebal shell, m</i>
r_i	=	<i>Jari-jari kolom, m</i>

13. REAKTOR-03

V_0	=	<i>Laju alir volumetrik umpan, m³/jam</i>
C_0	=	<i>Konsentrasi awal umpan, kmol/m³</i>
V, V_s	=	<i>Volume reaktor, m³</i>
f	=	<i>Safety factor, %</i>
D_t	=	<i>Diameter reaktor, in</i>
H_s	=	<i>Tinggi selimut reaktor, m</i>
t_s	=	<i>Tebal shell, in</i>
t_h	=	<i>Tebal head, in</i>
OD	=	<i>Diameter luar, in</i>
W	=	<i>Stress intensification factor pada torispherical head</i>
V_d	=	<i>Volume dish, m³</i>
V_{sf}	=	<i>Volume straight flange, m³</i>
V_h	=	<i>Volume head, m³</i>
D_i	=	<i>Diameter pengaduk, m</i>
W_B	=	<i>Lebar blade, m</i>
L	=	<i>Panjang blade, m</i>
B	=	<i>Lebar baffle, m</i>
H_B	=	<i>Tinggi baffle, m</i>
C	=	<i>Jarak pengaduk dari dasar vessel, m</i>
Z	=	<i>Tinggi cairan dalam vessel, m</i>
N	=	<i>Kecepatan putaran pengaduk, rpm</i>
WELH	=	<i>Water equivalent liquid height, ft</i>
Sg	=	<i>Specific gravity</i>
Φ	=	<i>Power function</i>
MHP	=	<i>Motor Horse Power</i>

14. TANGKI PENYIMPANAN-02 & TANGKI PENYIMPANAN-03

M	=	Laju alir massa, kg/jam
t	=	Lama waktu simpan, jam
f	=	Faktor keamanan, %
V	=	Volume penyimpanan, m ³
D	=	Diameter tangki, m
H	=	Tinggi tangki, m
G	=	<i>Specific gravity</i>
S _d , S _t	=	<i>Allowable stress</i> , MPa
P	=	Tekanan desain, atm
S	=	<i>Stress allowance</i> , atm
E	=	<i>Joint efficiency</i>
CA	=	<i>Corrosion allowance</i> /10 tahun, m
r _i	=	Jari-jari tangki, m
t _d	=	Tebal tangki desain, mm
t _t	=	Tebal <i>shell</i> pada <i>hydrostatic test</i> , mm
t _r	=	Tebal <i>roof</i> , mm
H _r	=	Tinggi <i>roof</i> , m

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN I. PERHITUNGAN NERACA MASSA	99
LAMPIRAN II. PERHITUNGAN NERACA PANAS	120
LAMPIRAN III. SPESIFIKASI PERALATAN	176
LAMPIRAN IV. PERHITUNGAN EKONOMI	303
LAMPIRAN V. TUGAS KHUSUS	324

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Indonesia merupakan negara yang terkenal sebagai salah satu negara yang menjadikan sektor manufaktur sebagai tumpuan aktivitas ekonominya. Manufaktur dijadikan sebagai tumpuan karena kondisi Indonesia yang kaya akan sumber daya alam. Salah satu sub-sektor manufaktur yang paling menonjol pertumbuhannya ialah industri kimia (Kemenperin RI, 2021). Industri kimia menghasilkan produk-produk kimia yang dapat menjadi bahan baku banyak industri lain seperti makanan dan minuman, farmasi, otomotif dan elektronika (Kemenperin RI, 2018). Kementerian Perindustrian Republik Indonesia (Kemenperin) terus berusaha mengupayakan pertumbuhan industri kimia di Indonesia agar sub sektor lain juga mendapatkan sentimen positif. Industri Manufaktur khususnya industri kimia juga turut menyumbang Produk Domestik Bruto (PDB) Nasional dengan persentase sebesar 17,34% (Kemenperin, 2021).

Produk industri kimia yang dirasa dalam keekonomian dan fungsi lainnya memiliki potensi menjanjikan lain ialah asam sulfat. Asam sulfat (H_2SO_4) adalah bahan kimia penting dan dibutuhkan dalam industri kimia. Asam sulfat menjadi salah satu produk-antara industri kimia yang mengalami peningkatan permintaannya di Indonesia namun masih bergantung pada impor produk. Asam sulfat ialah produk yang berasal dari banyak jenis bahan baku sehingga memudahkan produksinya seperti sulfur, asam sulfur, dan lainnya. Badan Pusat Statistik sendiri memunjukkan angka ekspor-impornya yang mencapai 494.713,8 ton pada tahun 2021 (BPS, 2022). Asam sulfat merupakan komoditi potensial untuk dikembangkan. Asam sulfat digunakan dalam banyak penggunaan seperti industri pulp and paper, industri petrokimia sebagai bahan baku dan dapat digunakan secara langsung menjadi pelarut.

Pabrik yang beroperasi dalam menyuplai asam sulfat di Indonesia belum mampu memenuhi kebutuhan asam sulfat dalam negerihal tersebut dibuktikan dengan angka impor asam sulfat yang cukup tinggi sebesar 1.094.863 ton di tahun 2023 (Trademap.com, 2024). Sementara permintaan asam sulfat di Indonesia diprediksikan akan mengalami peningkatan setiap tahunnya dan terus bergantung

pada aktivitas impor. Oleh karena itu, pendirian pabrik asam sulfat di Indonesia diperlukan sebagai upaya memenuhi permintaan asam sulfat dan menekan ketergantungan aktivitas impor asam sulfat.. Pendirian pabrik asam sulfat di Indonesia juga diharapkan dapat membantu perkembangan industri lain yang memerlukan asam sulfat dan memberikan kontribusi positif terhadap peningkatan jumlah pekerjaan dalam masyarakat serta menghasilkan pendapatan devisa negara.

1.2. Sejarah dan Perkembangan Produksi Asam Sulfat

Sejarah dan perkembangan asam sulfat diproduksi pertama kali oleh Jabir Ibn Hayyan pada abad ke-8 sebagai hasil produk samping dari produksi mineral. Produksi asam sulfat dengan metode distilasi sendiri ditemukan pada abad ke-9 oleh Al Razi dengan menggunakan besi sulfat dan tembaga sulfat. Pada tahun 1746, John Roebuck memperkenalkan proses kamar timbal untuk produksi skala besar asam sulfat karena pada tahun-tahun sebelumnya asam sulfat ini telah menjadi komoditi besar dan penting dalam perdagangan. Produk dari proses kamar timbal akan memiliki konsentrasi sekitar 62-78% H_2SO_4 , konsentrasi yang dihasilkan cukup tinggi tetapi membutuhkan bahan baku yang lebih murni dan katalis yang lebih mahal. Proses ini diawali dengan membakar belerang dan besi sulfida atau semacamnya untuk menghasilkan sulfur dioksida.

Perkembangan produksi H_2SO_4 pada abad ke-17 masehi dilakukan oleh kimiawan Jerman Belanda, Johann Glauber yang memproduksi asam sulfat melalui pembakaran sulfur diiringi dengan kalium nitrat (KNO_3) serta kehadiran uap. Proses tersebut menyebabkan KNO_3 terurai kemudian mengoksidasi sulfur untuk membentuk (SO_3) yang bereaksi dengan air dan membentuk H_2SO_4 . Produksi H_2SO_4 berskala besar dilakukan oleh seorang ahli farmasi, Joshua Ward, dengan menggunakan metode tersebut pada tahun 1736. Pada tahun 1746 metode ini diaplikasikan dalam suatu bilik dan menghasilkan H_2SO_4 lebih banyak, hal tersebut dilakukan oleh John Roebuck. Proses tersebut dikenal dengan proses bilik. Pada tahun 1831, perkembangan proses produksi H_2SO_4 dilanjutkan oleh Britania Peregrine Phillips dengan melibatkan metode kontak yang mengalirkan sulfur dioksida (SO_2) dan udara melalui katalis platina. Proses ini akan membentuk SO_3 yang selanjutnya akan di absorpsi menjadi produk H_2SO_4 dengan konsentrasi 90-98%. Pada tahun 1980, terjadi kemajuan dalam produksi H_2SO_4 melalui penerapan metode *Wet Sulfuric Acid* (WSA). Proses WSA merupakan desulfurisasi gas pertama di perusahaan katalis Denmark Haldor Topsoe yang terus mengalami 3

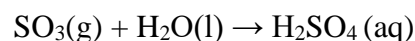
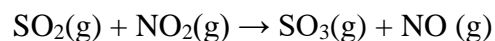
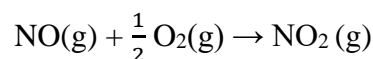
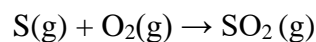
pengembangan. Proses tersebut lebih efisien dalam menggunakan belerang sebagai bahan baku, sehingga dapat menghasilkan asam sulfat berkualitas tinggi secara simultan dengan produksi uap bertekanan tinggi.

1.3. Jenis – Jenis Proses Produksi Asam Sulfat

Proses produksi dalam menghasilkan asam sulfat umumnya terdiri dari beberapa proses, sehingga perlu dilakukan pemilihan proses produksi yang paling efisien dan efektif agar pabrik yang akan didirikan dapat berjalan dengan semestinya. Proses pembuatan tersebut terdiri dari proses kamar timbal, proses kontak, dan proses *Wet Sulfuric Acid* (WSA). Berikut penjelasan dari jenis-jenis proses pembuatan asam sulfat.

1.3.1. Proses Kamar Timbal

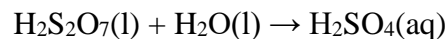
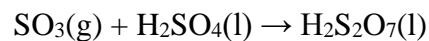
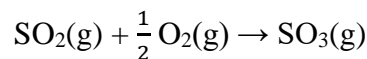
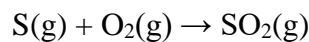
Proses kamar timbal pertama kali diperkenalkan oleh Roebuck dari Birmingham Inggris pada tahun 1746. Proses kamar timbal menggunakan *feed* berupa gas SO₂ dan gas yang berasal dari menara Gay Lussac. Gas SO₂ dan NO bersama dengan gas lain dari menara Gay Lussac dipindahkan ke menara Glover. Gas yang keluar dari menara Glover disalurkan ke kamar timbal dan kemudian disemprotkan dengan menggunakan air untuk menghasilkan asam sulfat dengan konsentrasi antara 60-67%. Sebagian asam sulfat akan kembali ke menara Glover dan menghasilkan asam sulfat dengan konsentrasi 77% dan sebagian lagi akan kembali dialirkan ke dalam menara Gay Lussac. Menara Gay Lussac berguna sebagai recovery katalisator untuk menyerap gas NO dan NO₂, sedangkan menara Glover berguna sebagai pemekat hasil asam sulfat keluaran dari kamar timbal yang dilakukan dengan rentang suhu antara 400-600°C (Shreve, 1967). Berikut merupakan reaksi-reaksi yang terjadi pada proses kamar timbal.



1.3.2. Proses Kontak

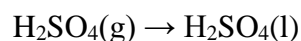
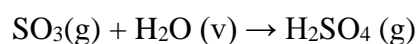
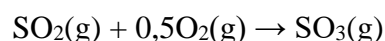
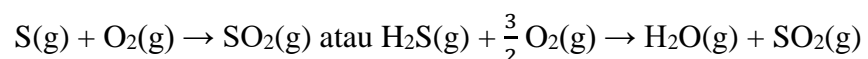
Proses kontak pertama kali dikenalkan oleh Peregrine Philips yang berasal dari Inggris pada tahun 1831. Proses ini dilakukan dengan mengkonversi bahan 4 baku yang mengandung sulfur untuk menghasilkan gas sulfur dioksida. Gas tersebut akan

dikontakkan dengan udara melalui katalis untuk menghasilkan gas sulfur trioksida yang diikuti dengan proses penyerapan gas sulfur trioksida di dalam asam sulfat dan menghasilkan asam sulfat dengan reaksi samping berupa oleum . Pada kondisi yang encer untuk meningkatkan konversinya oleum akan bereaksi dengan air dan menghasilkan asam sulfat dengan konsentrasi 98,5-99%. Proses kontak pada zaman dahulu masih menggunakan katalis berupa platina yang beracun sehingga dibutuhkan metode tambahan dalam pengolahan limbah gas yang dihasilkan. Katalis vanadium merupakan salah satu katalis yang dapat digunakan untuk mencegah metode tambahan dalam proses pembentukan asam sulfat. Berikut merupakan reaksi-reaksi yang terjadi pada proses kontak.



1.3.3. Proses *Wet Sulfuric Acid* (WSA)

Proses *Wet Sulfuric Acid* (WSA) pertama kali ditemukan oleh Haldor Topsoe pada tahun 1980-an (Husnil dkk, 2019). Proses WSA merupakan proses yang memiliki keunggulan sehingga banyak digunakan oleh industri. Keunggulan dari proses ini diantaranya memiliki keefektifan dan efisiensi dalam *recovery* material sulfur, menghasilkan asam sulfat yang lebih berkualitas, dan menghasilkan steam bertekanan tinggi sehingga energi panas dari proses WSA dapat digunakan kembali. Proses WSA memiliki feed berupa sulfur dan oksigen yang direaksikan sehingga akan membentuk gas sulfur dioksida. Gas hasil dari proses tersebut direaksikan dengan oksigen melalui katalis vanadium pentaoksida untuk membentuk sulfur trioksida. Gas sulfur trioksida akan dihidrasi menghasilkan gas asam sulfat. Gas asam sulfat tersebut akan dikondensasi di dalam kondensor WSA 5 sehingga membentuk asam sulfat cair. Berikut merupakan reaksi-reaksi yang terjadi proses wet sulfuric acid.



Tabel 1. 1 Perbandingan Proses Produksi Asam Sulfat

Proses	Kelebihan	Kekurangan	Konversi
WSA (Wet Sulfuric Acid)	<ul style="list-style-type: none"> - Memanfaatkan gas dengan kandungan sulfur rendah. - Tidak memerlukan pengeringan gas karena dapat menangani uap air. - Ramah lingkungan dengan emisi SO₂ rendah. 	<ul style="list-style-type: none"> - Biaya instalasi dan perawatan tinggi. - Memerlukan teknologi canggih untuk kontrol suhu dan katalis 	>99%
Kamar Timbal	<ul style="list-style-type: none"> - Teknologi sederhana dan biaya awal rendah. - Cocok untuk kapasitas kecil. 	<ul style="list-style-type: none"> - Efisiensi rendah. - Memerlukan ruang besar untuk reaktor. - Tidak cocok untuk produksi besar. 	60-70%
Proses Kontak	<ul style="list-style-type: none"> - Efisiensi konversi sangat tinggi. - Cocok untuk skala produksi besar. - Teknologi yang lebih stabil dan andal. 	<ul style="list-style-type: none"> - Memerlukan gas SO₂ yang sangat murni. - Proses awal pengeringan gas menambah biaya. 	>98%

1.4. Data-data Sifat Fisik dan Kimia Bahan Kimia

1.4.1. Asam Sulfat

Rumus Molekul	: H ₂ SO ₄
Berat molekul	: 98,08 g/mol
Titik didih	: 340°C
Titik leleh	: 10,49°C

Titik lebur	: -20°C
Suhu kritis	: 654°C
Tekanan kritis	: 45,4 atm
Densitas	: $1,8302 \text{ g/cm}^3$
Penampilan	: Padat
Bau	: Tidak Berbau
Kelarutan	: Larut

(Yaws, 1999)

4.3. Sulfur Dioksida

Rumus Molekul	: SO_2
Berat molekul	: 64,065 g/mol
Titik didih	: 340°C
Titik leleh	: $10,49^{\circ}\text{C}$
Suhu kritis	: $157,6^{\circ}\text{C}$
Tekanan kritis	: 77,57 atm
Densitas	: $2,6288 \text{ g/cm}^3$
Penampilan	: Gas

(Yaws, 1999)

1.4.4. Sulfur Trioksida

Rumus Molekul	: SO_3
Berat molekul	: 80,064 g/mol
Titik didih	: $44,6^{\circ}\text{C}$
Titik leleh	: $16,83^{\circ}\text{C}$
Suhu kritis	: $217,7^{\circ}\text{C}$
Tekanan kritis	: 80,83 atm
Densitas	: $1,92 \text{ g/cm}^3$
Penampilan	: Gas

(Yaws, 1999)

1.4.5. Spesifikasi Katalis Platina

Rumus Molekul	: Pt
Wujud	: Padat
Warna	: Abu-abu keperakan

Fase	: Padat
Berat molekul	: 195,08g/mol
Densitas	: 21,45 g/cm ³
Specific Gravity	: 21, 45
Titik didih	: 3.827°C
Titik lebur	: 1.768°C
Bau	: Tidak Berbau

(Fisher Sci, 2021)

1.4.6. Spesifikasi Sulfur

Rumus Molekul	: S
Wujud	: Padat
Warna	: Kuning pucat
Fase	: Padat
Berat molekul	: 32,065 g/mol
Densitas	: 2 g/cm ³
Titik didih	: 444,6 °C
Titik lebur	: 115,21 °C
Bau	: Tidak Berbau

1.4.6. Spesifikasi Oksigen

Rumus Molekul	: O
Wujud	: Padat
Warna	: Tidak Berwarna
Berat molekul	: 32 g/mol
Densitas	: 1,429 g/cm ³
Titik didih	: -182,98 °C
Titik lebur	: -218,79 °C
Bau	: Tidak Berbau

DAFTAR PUSTAKA

- Abowei, M.F.N., Goodhead, T.O., & Wami, E.N. 2016. Optimal Heat Exchanger Rating Models for Isothermal CSTR SO₃ Hydration Using Vanadium. *International Journal of Advanced Engineering, Management and Science*, 2(5): 330-339.
- Afifah, A.S. & Suryawan, I.W.K. 2018. Efektivitas Penambahan Substrat pada Pengolahan Biologis Limbah Cair Tahu Menggunakan Sistem CSTR. *ENVIROSAN*,1(2):46-51
- AXA XL. 2020. Oil and Chemical Plant Layout and Spacing. *Property Risk Consulting Guidelines*. (diakses pada 6 Desember 2024)
- Brownell, L.E. & Young, E.H. 1959. *Process Equipment Design: Vessel Design*. New York : Wiley
- Chhabra, R.P. & Richardson, J.F. 1999. *Non Newtonian Flow in the Process Industries*. Oxford : Butterworth-Heinemann
- Conveyor Equipment Manufacturers Association (CEMA). 1997. *Belt Conveyors for Bulk Materials*, 5th ed, Chapter 6. Pennsylvania : CEMA
- Dawody, J., Skoglundh, M., Olsson, L., & Fridell, E. 2007. Kinetic Modelling of Sulfur Deactivation of PT/BaO/Al₂O₃ and BaO/Al₂O₃ NO_x Storage Catalysts. *Applied Catalysis B Environmental*, 70(2007):179-188.
- Deepa, S., Anipriya, N., & Ramamurthi, S. 2015. Design of Controllers for Continuous Stirred Tank Reactor. *International Journal of Power Electronics and Drive Systems (IJPEDS)*,5(4):576-582
- Felthouse, T.R. 1992. *Monolithic Catalysts for Conversion of Sulfur Dioxide to Sulfur Trioxide*. US Patent No. US5175136A
- Fischer Scientific. (2021). *Platinum: Properties, applications, and significance*. Fischer Scientific Publications.
- Froment, G. F., Bischoff, K. B., & Wilde, J. D. 2011. *Chemical Reactor Analysis and Design 3rd ed*.

- Geankoplis, C.J. 1993. *Transport Processes and Unit Operations*. New Jersey : Prentice Hall
- Hamzehlouyan, T., Sampara, C., Li, J., Kumar, A., & Epling, W. 2014. Experimental and Kinetic Study of SO₂ Oxidation on a PT/ γ -Al₂O₃ Catalyst. *Applied Catalysis B: Environmental*, 152-153(2014):108-116
- Hesse, H.C. & Rushton, J. H. 1945. *Process Equipment Design*. Madison : D. Van Nostrand Company, Inc.
- He, K., Tang, Z., Song, Q., & Yao, Q. (2022). Process analysis of SO₃ removal by Ca(OH)₂ particles from flue gas. *Chemical Engineering Science*, 247, 117054.
- Himmelblau, D.M & Riggs, J.B. 2012. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*. New Jersey : Prentice Hall
- Husnil, Y. A., Andika, R., dan Lee, M. 2019. Optimal Plant-Wide Control of the Wet Sulfuric Acid Process in an Integrated Gasification Combined Cycle Power Plant. *Journal of Process Control*. Vol. 74: 147-159.
- Ji, G.J., Gu, J.M., Chen, Z., Lu, B.B., & Gao, Y. 2023. Experimental Research on Heat Transfer Characteristic of HITEC Molten Salt in Evacuated Tube Solar Collector. *Frontier in Energi Research*, 11(1150326): 1-10.
- Kawakami, M., Suzuki, K., Yokoyama, S., & Takenaka, T. 2004. Heat Capacity Measurement of Molten NaNO₃-NaNO₂-KNO₃ by Drop Calorimetry. *VII Internasional Conference on Molten Slags Fluxes and Salts*. The South African Institute of Mining and Metallurgy.\
- Kemenperin. 2021. *Kementerian Perindustrian Republik Indonesia: Akselerasi Hilirisasi Mineral, Produksi Katoda Tembaga Meningkat*. (Online). *Kemenperin: Tahun 2021, Menperin: Sektor Industri Masih Jadi Penopang Utama Ekonomi*. (Diakses pada 25 Oktober 2024).
- Kemenperin. 2021. *Kementerian Perindustrian Republik Indonesia: Jadi Penggerak Ekonomi, Kontribusi Manufaktur Masih Tertinggi* (Online). *Kemenperin: Jadi Penggerak Ekonomi, Kontribusi Manufaktur Masih Tertinggi* (Diakses pada 26 Oktober 2024).
- Kern.D.Q. 1983. *Process Heat Transfer*. New York : McGraw-Hill

- Li, B., Wu, H., Liu, X., Zhu, T., Liu, F., & Zhao, X. (2020). Simultaneous removal of SO₂ and NO using a novel method with red mud as absorbent combined with O₃ oxidation.. *Journal of hazardous materials*, 392, 122270.
- Ludwig, E.E. 1999. *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical. Plants Vol 1 3rd Ed.* London : Gulf Professional Publishing
- McCabe, W.L., Smith, J.C., & Harriott, P. 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering*, 5th ed. New York : McGraw-Hill
- McCabe, W.L., Smith, J.C., & Harriott, P. 2005. *Unit Operations of Chemical Engineering*, 7th ed. New York : McGraw-Hill
- Mei, X., Bai, J., Chen, S., Zhou, M., Jiang, P., Zhou, C., Fang, F., Zhang, Y., Li, J., Long, M., & Zhou, B. (2020). Efficient SO₂ removal and highly synergistic H₂O₂ production based a novel dual-function photoelectrocatalytic system.. *Environmental science & technology*.
- Nahara, A.R., Mustafa, A.A., & Zuchrillah, D.R. 2021. Pemilihan Jenis Reaktor pada Proses Mixed Acid Route di Pabrik Pupup NPK. *Jurnal Teknik ITS*, 10(2):250-257
- Perry, R.H. & Green, D.W. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 7th ed. New York : McGraw-Hill
- Peters, M.S. & Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 4th ed.* New York : McGraw-Hill
- Prausnitz, J.M., Lichtenthaler, R. N., & de Azevedo, E.G. 1999. *Molecular Thermodynamics of Fluid-Phase Equilibria*, 3rd ed. New Jersey : Prentice Hall
- Que, H., Song, Y., & Chen, C.C. 2011. Thermodynamic Modeling of the Sulfuric Acid-Water-Sulfur Trioxide System with the Symmetric Electrolyte NRTL Model. *Journal of Chemical Engineering Data*, 56(4): 963-977.
- Rase, H. F. 1977. *Chemical Reactor Design for Process Plants: Case Studies and Design Data.* Canada : Wiley\
- Rumangun, R., dan Bramantya, F. 2020. *Pra Rancangan Pabrik Asam Sulfat Kapasitas 80.000 Ton/Tahun.* [SKRIPSI]. Serpong (IDN). Institut Teknologi Indonesia.
- Sherve, R. N. 1967. *Chemical Process Industries.* Tokyo: Mc Graw Hill Book

- Company Ltd.
- Sinnott, R.K. 1999. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering 3rd ed.* Oxford : Butterworth-Heinemann
- Smith, J.M.
- Smith, R. 2005. *Chemical Process Design and Integration.* Manchester : Wiley
- Sole, A., Martorell, I., & Cabeza, L.F. 2015. State of the Art on Gas-Solid Thermochemical Energy Storage Systems and Reactors for Building Applications. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 47(2015):386-398.
- The American Petroleum Institute. 2018. *API 650 12th Edition: Welded Tanks For Oil Storage, Addendum 3.* Washington, D.C. : The American Petroleum Institute.
- Treybal, R.E. 1981. *Mass Transfer Operation*, 3rd ed. Auckland : McGraw-Hill
- Trademap.com. (2024). *Impor asam sulfat di Indonesia tahun 2023.* Diakses dari <https://www.trademap.org>. Diakses pada 18 November 2024.
- Ullmann, F. 2000. *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry 5th ed.* Weinheim: Wiley-VCH
- Ulrich, G.D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics.* Michigan : Wiley.
- Veolia North America. *Veolia, Sulfur Trioxide & Oleum : Properties, Usage, Storage, Handling.* Veolia. (diakses pada 9 Oktober 2024)
- Vilbrandt, F.C. 1959. *Chemical Engineering Plant Design.* Tokyo: McGraw-Hill Kogakusha, Ltd
- Walas, S.M. 1988. *Chemical Process Equipment: Selection and Design.* Michigan : Butterworths
- Welty, J.R. 2007. *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer.* New Jersey : Wiley
- Wiewiorowski, T.K. & Slaten, B.L. 1967. Molten Sulfur Chemistry. IV. Oxidation of Liquid Sulfur. *The Journal of Physical Chemistry*, 71(9):3014-3019.
- Yang, Z., Zheng, C., Zhang, X., Zhou, H., SilvaAnthony, A., Liu, C., Snyder, B., Yi, W., & Gao, X. (2018). Challenge of SO₃ removal by wet electrostatic precipitator under simulated flue gas with high SO₃ concentration. *Fuel*, 217, 597-604.

Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York : McGraw-Hill

Zhang, Z., Bai, M., Bai, M., Bai, X., & Pan, Q. (2006). Removal of SO₂ from Simulated Flue Gases Using Non-Thermal Plasma-Based Microgap Discharge. *Journal of the Air & Waste Management Association*, 56, 10 - 815.