

SKRIPSI

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN
ASAM METHANESULFONIC
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

**Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Sarjana Teknik Kimia
pada
Universitas Sriwijaya**



Rafael Kefin Jandera

NIM 03031181722010

Justine Tanwendo

NIM 03031281722051

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
2021**

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ASAM METHANESULFONIC KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

**Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat
memperoleh gelar sarjana**

Oleh:

**Rafael Kefin Jandera
NIM 03031181722010**

**Justine Tanwendo
NIM 03031281722051**

Palembang, Juli 2021

Pembimbing,



**Dr. Fitri Hadiah, S.T., M.T.
NIP. 197808222002122001**

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul "Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Methanesulfonic Kapasitas 20.000 Ton Per Tahun" telah dipertahankan oleh Rafael Kefin Jandera dan Justine Tanwendo di hadapan Tim penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 15 Juli 2021.

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

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

( 22-7-21)

2. Dr. David Bahrin, S.T., M.T.
NIP. 198110312005011003

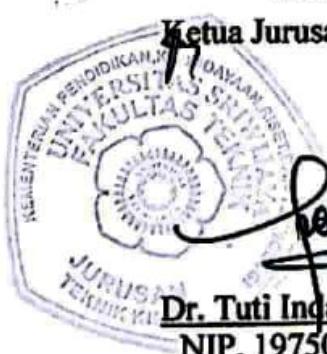
( 23/7/21)

3. Bazlina Dawami Afrah, S.T., M.T., M.Eng.
NIPUS. 1671046701900003

( 21-7-21)

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Tutu Indah Sari, S.T., M.T.
NIP. 197501012000122001

BERITA ACARA PERBAIKAN LAPORAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Methanesulfonic Kapasitas 20.000 Ton Per Tahun” oleh Rafael Kefin Jandera dan Justine Tanwendo telah diperbaiki sesuai arahan/tugas perbaikan dari Dosen Penguji dan Pembimbing.

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Dr. David Bahrin, S.T., M.T.
NIP. 198110312005011003



(Dr. David 23/7/21)

2. Bazlina Dawami Afrah, S.T., M.T., M.Eng.
NIPUS. 1671046701900003



(Bazlina 22/7/21)

Mengetahui,
Dosen Pembimbing Tugas Akhir,



Dr. Fitri Hadlah, S.T., M.T.
NIP. 197808222002122001

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME

Yang bertandatangan di bawah ini:

Nama : Rafael Kefin Jandera
NIM : 03031181722010
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Methanesulfonic Kapasitas 20.000 Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan sesungguhnya bahwa Karya ilmiah berbentuk Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Justine Tanwendo didampingi Dosen Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Karya ilmiah ini adalah benar dan sesuai dengan kenyataannya. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini atau pemalsuan dokumen, maka 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 siapapun.

Palembang, Juli 2021



Rafael Kefin Jandera

NIM. 03031181722010



HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME

Yang bertandatangan di bawah ini:

Nama : Justine Tanwendo
NIM : 03031281722051
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Methanesulfonic
Kapasitas 20.000 Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan sesungguhnya bahwa Karya ilmiah berbentuk Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Rafael Kefin Jandera didampingi Dosen Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Karya ilmiah ini adalah benar dan sesuai dengan kenyataannya. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini atau pemalsuan dokumen, maka 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 siapapun.



KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa, atas berkat dan karunia-Nya tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Methanesulfonic Kapasitas 20.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan dengan baik. Penulisan tugas akhir ini dilakukan sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.

Tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik dikarenakan penulis mendapatkan bimbingan dan bantuan dari berbagai pihak, yang dalam kesempatan ini disampaikan terima kasih kepada:

- 1) Ibu Dr. Fitri Hadiyah, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir dan Sekertaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya
- 2) Ibu Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 3) Bapak dan Ibu Dosen Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 4) Seluruh staff administrasi Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 5) Orang tua dan teman-teman yang telah memberikan motivasi, saran, serta dukungan yang terbaik.

Penulis berharap tugas akhir ini agar dapat memberikan gambaran mengenai perancangan pabrik, serta dapat dijadikan sebagai referensi ilmu pengetahuan.

Palembang, Juli 2021

Penulis

ABSTRAK

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ASAM METHANESULFONIC KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Rafael Kefin Jandera dan Justine Tanwendo; Dibimbing oleh Dr. Fitri Hadiah, S.T., M.T.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

xxvii + 418 halaman, 16 tabel, 12 gambar, 4 lampiran

RINGKASAN

Pabrik pembuatan asam methanesulfonic dengan kapasitas produksi 20.000 ton/tahun ini direncanakan berdiri pada tahun 2026 di Kabupaten Bekasi, Provinsi Jawa Barat yang diperkirakan memiliki luas area sebesar 5 Ha. Bahan baku dari pembuatan asam methanesulfonic ini adalah oleum, metana, dan hidrogen peroksida. Proses pembuatan asam methanesulfonic ini mengacu pada US Patent No. 10669232/B2 dengan proses inisiasi sulfur trioksida di dalam oleum dengan metana oleh hidrogen peroksida membentuk asam methanesulfonic dan metil bisulfat. Reaktor yang digunakan adalah reaktor jenis *continuous stirred tank reactor*. Reaktor beroperasi pada temperatur 50°C dan tekanan 40 atm.

Bentuk perusahaan yang akan digunakan pada pabrik ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *Line* dan *Staff*, dipimpin oleh seorang Direktur dengan total karyawan 115 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik asam methanesulfonic ini layak untuk didirikan karena telah memenuhi berbagai macam persyaratan parameter ekonomi, yaitu sebagai berikut:

- | | |
|---|---------------------|
| • <i>Total Capital Investment (TCI)</i> | = US \$ 52.503.104 |
| • Total Penjualan | = US \$ 176.130.779 |
| • <i>Total Production Cost (TPC)</i> | = US \$ 116.716.008 |
| • <i>Annual Cash Flow</i> | = US \$ 48.618.136 |
| • <i>Pay Out Time</i> | = 1,023 Tahun |
| • <i>Rate Of Return On Investment (ROR)</i> | = 84,87% |
| • <i>Break Even Point (BEP)</i> | = 38,955% |
| • <i>Service Life</i> | = 11 Tahun |

Kata Kunci: Methanesulfonic, Metil Bisulfat, Reaksi Inisiasi, Pabrik Kimia Dasar

Mengetahui

Ketua Jurusan Teknik Kimia,



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

Mengetahui

Dosen Pembimbing Tugas Akhir,



Dr. Fitri Hadiah, S.T., M.T.
NIP. 197808222002122001

DAFTAR ISI

HALAMAN SAMPUL.....	i
HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
HALAMAN PERSETUJUAN	iii
BERITA ACARA PERBAIKAN LAPORAN	iv
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME	v
KATA PENGANTAR.....	vii
ABSTRAK	viii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL	xvi
DAFTAR GAMBAR.....	xvii
DAFTAR NOTASI.....	xviii
DAFTAR LAMPIRAN	xxvii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan.....	2
1.3. Macam – Macam Proses Pembuatan.....	2
1.3.1. Reaksi Metana dengan Sulfur Trioksida.....	2
1.3.2. Oksidasi Polisulfida	4
1.3.3. Reaksi Alkali Sulfit dengan Dimetil Sulfat.....	4
1.4. Sifat Fisik dan Kimia.....	6
1.4.1. Asam Methanesulfonic.....	6
1.4.2. Oleum 30%	6
1.4.3. Asam Sulfat.....	6
1.4.4. Sulfur Trioksida	7
1.4.5. Air	7
1.4.6. Asam Peroksida.....	8
1.4.7. <i>Methyl Sulfonyl Peroxy Acid</i>	8
1.4.8. <i>Monomethylsulfonylperoxide Sulfuric Acid</i>	8
1.4.9. Metil Bisulfat	9

BAB II PERENCANAAN PABRIK	10
2.1. Alasan Pendirian Pabrik	10
2.2. Penentuan Kapasitas.....	11
2.3. Pemilihan Proses	12
2.4. Pemilihan Bahan Baku	13
2.5. Uraian Proses.....	13
2.5.1. Tahap Sintesa	14
2.5.2. Tahap Purifikasi	15
BAB III LOKASI DAN LETAK PABRIK	19
3.1. Lokasi Pabrik.....	19
3.1.1. Ketersediaan Bahan Baku	23
3.1.2. Transportasi dan Pemasaran.....	23
3.1.3. Utilitas	24
3.1.4. Tenaga Kerja	24
3.1.5. Keadaan Iklim	24
3.2. Tata Letak Pabrik	25
3.3. Perkiraan Luas Tanah.....	26
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS.....	27
4.1. Neraca Massa	27
4.1.1. Neraca Massa Mixing Point – 01 (MP – 01)	27
4.1.2. Neraca Massa Reaktor – 01 (R – 01)	27
4.1.3. Neraca Massa <i>Flash Drum</i> – 01 (FD – 01)	28
4.1.4. Neraca Massa Absorber – 01 (AB – 01)	28
4.1.5. Neraca Massa TEE – 01 (TEE – 01).....	29
4.1.6. Neraca Massa Mixing Tank – 01 (MT – 01)	29
4.1.7. Neraca Massa Knock Out Drum – 01 (KOD – 01).....	30
4.1.8. Neraca Massa Kolom Distilasi – 01 (KD – 01)	30
4.1.9. Neraca Massa Kondensor – 01 (CD – 01)	30
4.1.10. Neraca Massa Accumulator – 01 (ACC – 01).....	31
4.1.11. Neraca Massa Reboiler – 01 (RB – 01).....	31
4.1.12. Neraca Massa Evaporator – 01 (EV – 01).....	31

4.1.13.	Neraca Massa TEE – 02 (TEE – 02)	31
4.1.14.	Neraca Massa Mixing Tank – 02 (MT – 02).....	32
4.2.	Neraca Panas	33
4.2.1.	Neraca Panas Mixing Point – 01 (MP – 01)	33
4.2.2.	Neraca Panas Reaktor – 01 (R – 01)	33
4.2.3.	Neraca Panas Heat Exchanger – 01 (HE – 01)	33
4.2.4.	Neraca Panas Flash Drum – 01 (FD – 01)	33
4.2.5.	Neraca Panas Heater – 01 (H – 01).....	34
4.2.6.	Neraca Panas Mixing Tank – 01 (MT – 01)	34
4.2.7.	Neraca Panas Heat Exchanger – 02 (HE – 02)	34
4.2.8.	Neraca Panas Cooler – 01 (C – 01).....	34
4.2.9.	Neraca Panas Knock Out Drum – 01 (KOD – 01).....	34
4.2.10.	Neraca Panas Heat Exchanger – 03 (HE – 03).....	35
4.2.11.	Neraca Panas Cooler – 02 (C – 02)	35
4.2.12.	Neraca Panas Heater – 02 (H – 02)	35
4.2.13.	Neraca Panas Kolom Distilasi – 01 (KD – 01)	35
4.2.14.	Neraca Panas Kondensor – 01 (CD – 01).....	36
4.2.15.	Neraca Panas Reboiler – 01 (RB – 01).....	36
4.2.16.	Neraca Panas Evaporator – 01 (EV – 01).....	36
4.2.17.	Neraca Panas Cooler – 03 (C – 03)	36
4.2.18.	Neraca Panas Condensor – 02 (CD – 02).....	37
4.2.19.	Neraca Panas Cooler – 04A (C – 04A)	37
4.2.20.	Neraca Panas Cooler – 04B (C – 04B).....	37
4.2.21.	Neraca Panas Cooler – 04C (C – 04C)	37
4.2.22.	Neraca Panas Cooler – 04D (C – 04D)	37
4.2.23.	Neraca Panas TEE – 02 (TEE – 02)	38
4.2.24.	Neraca Panas Heat Exchanger – 04 (HE– 04).....	38
4.2.25.	Neraca Panas Cooler – 05 (C – 05)	38
4.2.26.	Neraca Panas Mixing Tank – 02 (MT– 02).....	38
4.2.27.	Neraca Panas Absorber – 01 (AB – 01)	39
4.2.28.	Neraca Panas TEE – 01 (TEE – 01)	39

BAB V UTILITAS	40
5.1. Unit Pengadaan Air	40
5.1.1. Air Pendingin	40
5.1.2. Air Umpan Boiler.....	42
5.1.3. Air Proses	43
5.1.4. Air Domestik.....	43
5.1.5. Total Kebutuhan Air	44
5.2. Unit Pengadaan Refrigeran.....	45
5.3. Unit Pengadaan Steam.....	45
5.3.1. Steam Pemanas.....	45
5.3.2. Steam Penggerak Turbin	46
5.3.3. Total Kebutuhan Steam.....	47
5.4. Unit Pengadaan Listrik	47
5.4.1. Listrik untuk Peralatan	47
5.4.2. Listrik untuk Penerangan	48
5.4.3. Total Kebutuhan Listrik	49
5.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar	50
5.5.1. Bahan bakar Boiler.....	50
5.5.2. Bahan bakar keperluan generator.....	53
5.5.3. Total Kebutuhan Bahan Bakar	53
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN	54
6.1. Tangki – 01 (T – 01).....	54
6.2. Tangki – 02 (T – 02).....	55
6.3. Tangki – 03 (T – 03).....	56
6.4. Tangki – 04 (T – 04).....	57
6.5. Tangki – 05 (T – 05).....	58
6.6. Tangki – 06 (T – 06).....	59
6.7. Reaktor (R – 01)	60
6.8. Flash Drum – 01 (FD – 01)	61
6.9. Absorber-01 (AB-01)	62
6.10. Mixing Tank – 01 (MT – 01)	63

6.11.	Knock-Out Drum – 01 (KOD – 01)	64
6.12.	Kolom Distilasi – 01 (KD – 01)	64
6.13.	Condensor – 01 (CD – 01)	66
6.14.	Accumulator – 01 (ACC – 01)	67
6.15.	Reboiler – 01 (RB – 01)	68
6.16.	Evaporator-01 (EV-01).....	69
6.17.	Mixing Tank – 02 (MT – 02)	71
6.18.	Heater – 01 (H – 01).....	72
6.19.	Heater – 02 (H – 02).....	73
6.20.	Cooler – 01 (C – 01).....	74
6.21.	Cooler – 02 (C – 02).....	75
6.22.	Cooler – 03 (C – 03).....	76
6.23.	Cooler – 04A (C – 04A)	77
6.24.	Cooler – 04B (C – 04B)	78
6.25.	Cooler – 04C (C – 04C)	79
6.26.	Cooler – 04D (C – 04D)	80
6.27.	Cooler – 05 (C – 05).....	81
6.28.	Heat Exchanger – 01 (HE – 01)	82
6.29.	Heat Exchanger – 02 (HE – 02)	83
6.30.	Heat Exchanger – 03 (HE – 03)	84
6.31.	Heat Exchanger – 04 (HE – 04)	85
6.32.	Condensor – 02 (CD – 02)	86
6.33.	Kompresor – 01 (K – 01)	87
6.34.	Kompresor – 02 (K – 02)	87
6.35.	Pompa – 02 (P – 02)	88
6.36.	Pompa – 01 (P – 01)	89
6.37.	Pompa – 03 (P – 03)	90
6.38.	Pompa – 04 (P – 04)	91
6.39.	Pompa – 05 (P – 05)	92
6.40.	Pompa – 06 (P – 06)	93
6.41.	Pompa – 07 (P – 07)	94

6.42. Expander – 01 (EX – 01).....	95
6.43. Expander – 02 (EX – 02).....	96
6.44. Expander – 03 (EX – 03).....	97
BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN	98
7.1. Bentuk Perusahaan	98
7.2. Struktur Organisasi.....	98
7.2.1. Organisasi Lini	99
7.2.2. Organisasi Fungsional.....	99
7.2.3. Organisasi <i>Line and Staff</i>	99
7.3. Tugas dan Wewenang	100
7.3.1. Dewan komisaris	100
7.3.2. Direktur	100
7.3.3. Manajer Teknik dan Produksi	101
7.3.4. Manajer Kepegawaian dan Umum.....	101
7.3.5. Manajer Keuangan dan Pemasaran	102
7.4. Waktu Kerja	102
7.4.1. Waktu Kerja Karyawan <i>Non-Shift</i>	102
7.4.2. Waktu Kerja Karyawan <i>Shift</i>	103
7.5. Penentuan Jumlah Karyawan	103
7.5.1. <i>Direct Operating Labor</i>	103
7.5.2. <i>Indirect Operating Labor</i>	104
BAB VIII ANALISA EKONOMI.....	108
8.1. Profitabilitas (Keuntungan)	108
8.1.1. Total Penjualan Produk.....	108
8.1.2. Perhitungan <i>Annual Cash Flow</i> (ACF).....	108
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal	109
8.2.1. Perhitungan Depresiasi.....	109
8.2.2. Lama Pengangsuran Pengembalian Pinjaman	109
8.2.3. <i>Pay Out Time</i> (POT)	110
8.3. Total Modal Akhir.....	110
8.3.1. <i>Net Profit Over Total Life of Project</i> (NPOTLP)	110

8.3.2. <i>Total Capital Sink</i> (TCS)	111
8.4. Laju Pengembalian Modal.....	111
8.4.1. <i>Rate of Return on Investment</i> (ROR)	111
8.5. Break Even Point (BEP).....	112
8.5.1. Metode Matematis.....	112
8.5.2. Metode Grafis.....	112
BAB IX KESIMPULAN.....	115
DAFTAR PUSTAKA	116

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Perbandingan Proses Pembuatan Asam Methanesulfonic	5
Tabel 2.1. Data Impor Asam Methanesulfonic di Indonesia	11
Tabel 5.1. Total Kebutuhan Bahan Penunjang di Unit Utilitas	40
Tabel 5.2. Total Kebutuhan Air	44
Tabel 5.3. Total Kebutuhan Refrigeran.....	45
Tabel 5.4. Kebutuhan <i>Saturated Steam</i> 160 °C.....	45
Tabel 5.5. Kebutuhan <i>Saturated Steam</i> 215 °C.....	46
Tabel 5.6. Kebutuhan <i>Saturated Steam</i> 271 °C.....	46
Tabel 5.7. Total Kebutuhan Steam.....	47
Tabel 5.8. Kebutuhan Listrik Peralatan.....	47
Tabel 5.9. Total Kebutuhan Bahan Bakar	52
Tabel 7.1. Pembagian Jadwal <i>Shift</i> Kerja Karyawan	103
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan	105
Tabel 8.1. Total Penjualan Produk.....	108
Tabel 8.2. Rincian Angsuran Pengembalian Pinjaman	110
Tabel 8.3. Kesimpulan Analisa Ekonomi	114

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Grafik Regresi Volume Produksi MSA Tahun 2013-2020	12
Gambar 2.2. Diagram Alir Pabrik Pembuatan Asam Methanesulfonic Kapasitas 20.000 ton/tahun	16
Gambar 2.3. Diagram Alir Massa Pabrik Pembuatan Asam Methanesulfonic Kapasitas 20.000 ton/tahun	17
Gambar 2.4. Diagram Alir Panas Pabrik Pembuatan Asam Methanesulfonic Kapasitas 20.000 ton/tahun	18
Gambar 3.1. Peta Kabupaten Bekasi.....	20
Gambar 3.2. Peta Kawasan Industri Jababeka	21
Gambar 3.3. Peta Lokasi Suplai Bahan Baku Metana dan Oleum.....	22
Gambar 3.4. Peta Sungai dan Waduk Kabupaten Bekasi	23
Gambar 3.5. Perencanaan Tata Letak Peralatan Proses	25
Gambar 3.6. Perencanaan Tata Letak Pabrik	26
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan	107
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Even Point</i>	113

DAFTAR NOTASI

1. ABSORBER

A	= <i>Cross sectional area, m²</i>
BM	= Berat Molekul, kg/kmol
C	= Corrosion maksimum, in
D	= Diameter kolom, m
D _G , D _L	= viskositas kinematik gas dan liquid, m ² /s
E	= Efisiensi penyambungan
ρ _G , ρ _L	= Densitas gas dan liquid, kg/m ³
F _G , F _L	= Koefisien mass transfer gas dan liquid, kmol/m ² .s
G	= <i>Superficial molar gas mass velocity, kmol/m² s</i>
G'	= <i>Superficial gas mass velocity, kg/m² s</i>
H _{tG}	= Tinggi transfer unit fase gas, m
H _{tL}	= Tinggi transfer unit fase liquid, m
H _{tog}	= Overall tinggi transfer unit overall fase gas, m
L	= Total laju liquid, kg/m ² s
L'	= <i>Superficial liquid mass velocity, kg/m² s</i>
m	= Ratio distribusi kesetimbangan
P	= Tekanan desain, psi
S	= <i>Working stress</i> yang diizinkan, psi
S _{cg} , S _{cl}	= Schmidt number of gas, liquid
Z	= Tinggi <i>packing</i> , m
μ _G , μ _L	= Viskositas gas dan liquid kg/m.s = <i>Fractional void volume</i>
λ _o	= <i>Fractional liquid volume, m² /m³</i>
P	= Perbedaan tekanan, N/m ²
γ	= <i>Liquid surface tension, N/m</i>
lt	= <i>Total hold-up liquid</i>

2. ACCUMULATOR

Cc	= Tebal korosi maksimum, in
Ej	= Efisiensi pengelasan
ID	= <i>Inside Diameter</i> , m
OD	= <i>Outside Diameter</i> , m
L	= Panjang accumulator, m
P	= Tekanan desain, psi
S	= Tegangan kerja yang diizinkan, psi
T	= Temperatur operasi, °C
t	= Tebal dinding accumulator, cm
V	= Volume total, m ³
Vs	= Volume silinder, m ³
	= Densitas, kg/m ³

3. EXPANDER

T ₁	= Temperatur masuk, °C
T ₂	= Temperatur keluar, °C
P ₁	= Tekanan masuk, atm
P ₂	= Tekanan keluar, atm
f	= faktor keamanan
	= Densitas, kg/m ³
k	= <i>Specific heat capacity ratio</i> ,
W	= Laju massa feed, kg/m ³
Q	= Laju alir volumetrik, m ³ /jam
PW	= Power yang dibutuhkan, hp
η	= Efisiensi isentropik

4. FLASH DRUM, KNOCK OUT DRUM

A	= Area minimum vessel, m ²
C	= Korosi maksimum, in
D	= Diameter vessel minimum,m

E	= Efisiensi penyambungan
H _L	= Tinggi liquid, m
H _t	= Tinggi vessel,m
P	= Tekanan desain, psi
Q _v	= Laju alir volumetrik gas, m ³ /jam
Q _L	= Laju alir volumetrik gas liquid, m ³ /jam
S	= <i>Working stress</i> yang diizinkan, psi
t	= tebal dinding tangki, m
U _v	= Kecepatan uap maksimum, m/s
V _t	= Volume Vessel, m ³
V _h	= Volume head, m ³
V _t	= Volume vessel, m ³
ρ	= Densitas, kg/m ³
μ	= Viskositas, cP
ρ_g	= Densitas gas, kg/m ³
ρ_l	= Densitas liquid, kg/m ³

5. HEAT EXCHANGER, COOLER, HEATER, CONDENSER, REBOILER, EVAPORATOR

A	= Area perpindahan panas, ft ²
C	= <i>Clearance</i> antar tube, in
D	= Diameter dalam tube, in
D _e	= Diameter ekivalen, in
f	= Faktor friksi, ft ² /in ²
G _s	= Laju alir massa fluida pada shell, lb/jam.ft ²
G _t	= Laju alir massa fluida pada tube, lb/jam.ft ²
g	= Percepatan gravitasi, m/s ²
h	= Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft ² .°F
h _{i,h_{io}}	= Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar tube, Btu/jam.ft ² .°F
jH	= Faktor perpindahan panas

k	= Konduktivitas termal, Btu/jam.ft ² .°F
L	= Panjang tube, pipa, ft
LMTD	= <i>Logaritmic Mean Temperature Difference</i> , °F
N_t	= Jumlah tube
P_T	= <i>Tube pitch</i> , in
ΔP_s	= Penurunan tekanan pada shell, Psi
ΔP_t	= Penurunan tekanan tube, Psi
ID	= <i>Inside Diameter</i> , ft
OD	= <i>Outside Diameter</i> , ft
ΔP_T	= Penurunan tekanan total pada tube, Psi
Q	= Beban panas pada heat exchanger, Btu/jam
R_d	= <i>Dirt factor</i> , Btu/jam.ft ² .°F
R_e	= Bilangan Reynold, dimensionless
s	= <i>Specific gravity</i>
T_1, T_2	= Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
t_1, t_2	= Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
T_c	= Temperatur rata-rata fluida panas, °F
t_c	= Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
U_c, U_d	= <i>Clean overall coefficient, design overall coefficient</i> , Btu/jam.ft ² .°F
W_1	= Laju alir massa fluida panas, lb/jam
W_2	= Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
μ	= Viskositas, cP

6. KOLOM DISTILASI

P	= Tekanan, atm
T	= Temperatur, °C
	= Volatilitas relatif
N_m	= Stage minimum
L/D	= Refluks
N	= Stage/tray

m	= <i>Rectifying section</i>
p	= <i>Stripping section</i>
F _{LV}	= <i>Liquid-vapor flow factor</i>
U _f	= Kecepatan flooding, m/s
U _v	= Laju volumetrik, m ³ /s
A _n	= <i>Net area</i> , m ²
A _c	= Luas area kolom, m ²
D _c	= Diameter kolom, m
A _d	= <i>Downcomer area</i> , m ²
A _a	= <i>Active area</i> , m ²
l _w	= <i>Weir length</i> , m
A _h	= <i>Hole area</i> , m ²
h _w	= <i>Weir height</i> , mm
d _h	= <i>Hole diameter</i> , mm
L _m	= <i>Liquid rate</i> , kg/s
h _{ow}	= <i>Weir liquid crest</i> , mm Liquid
U _h	= <i>Minimum design vapor velocity</i> , m/s
C _o	= <i>Orifice coefficient</i>
h _d	= <i>Dry plate drop</i> , mm Liquid
h _r	= <i>Residual Head</i> , mm Liquid
h _t	= <i>Total pressure drop</i> , mm Liquid
h _{ap}	= <i>Downcomer pressure loss</i> , mm
A _{ap}	= <i>Area under apron</i> , m ²
H _{dc}	= <i>Head loss in the downcomer</i> , mm
h _b	= <i>Backup Downcomer</i> , m
t _r	= <i>Check resident time</i> , s
	= Sudut subintended antara pinggir plate dengan <i>unperforated strip</i>
L _m	= <i>Mean length, unperforated edge strips</i> , m
A _{up}	= <i>Area of unperforated edge strip</i> , m ²
L _{cz}	= <i>Mean length of calming zone</i> , m
A _{cz}	= <i>Area of calming zone</i> , m ²

A_p	= Total area perforated, m ²
A_{oh}	= Area untuk 1 hole, m ²
t	= Tebal dinding, cm
D	= Diameter kolom, m
r	= Jari-jari kolom, m
S	= Tekanan kerja yang diizinkan, atm
C_c	= Korosi yang diizinkan, m
E_j	= Efisiensi pengelasan
OD	= Diameter luar, m
ID	= Diameter dalam, m
	= Densitas, kg/m ³
μ	= Viskositas, N.s/m ²
H_e	= Tinggi tutup elipsoidal, m
H_t	= Tinggi vessel, m

7. KOMPRESSOR

k	= Specific heat capacity ratio
N_s	= Jumlah stage
P_w	= Power yang dibutuhkan, hp
P	= Tekanan, Psi
Q	= Laju volumetrik feed. ft ³ /min
R_c	= Rasio Pout/Pin, dimensionless
W	= Laju massa feed. lb/min
ρ_v, ρ_l	= Densitas gas, liquid, kg/m ³

8. MIXING TANK

C	= Korosi yang diizinkan, m
E	= Efisiensi pengelasan, dimensionless
S	= Working stress yang diizinkan, psi
D_t	= Diameter tangki, m
Di	= Diameter pengaduk, m

Hi	= Tinggi pengaduk dari dasar tangki, m
H1	= Tinggi pengaduk, m
L	= Panjang impeller, m
Vs	= Volume silinder, m ³
Ve	= Volume ellipsoidal, m ³
t _h	= Tebal tangki, m
Nt	= Jumlah pengaduk
	= Densitas liquid, kg/m ³
μ	= Viskositas, cP
t _m	= waktu pengadukan, menit

9. POMPA

A	= Area alir pipa, in ²
BHP	= <i>Brake Horse Power</i> , hp
D _i opt	= Diameter optimum pipa, in
E	= <i>Equivalent roughness</i>
f	= Faktor friksi
FK	= Faktor keamanan
g _c	= Percepatan gravitasi, ft/s ²
H _f suc	= Total friksi pada suction, ft
H _f dis	= Total friksi pada discharge, ft
H _{fs}	= <i>Skin friction loss</i>
H _{fsuc}	= <i>Total suction friction loss</i>
H _{fc}	= <i>Sudden contraction friction loss</i> (ft lb _m /lb _f)
H _{fe}	= <i>Sudden expansion friction loss</i> (ft lb _m /lb _f)
ID	= <i>Inside diameter</i> pipa, in
K _C , K _S	= <i>Contraction, expansion loss contraction</i> , ft
L	= Panjang pipa, ft
L _e	= Panjang ekuivalen pipa, ft
NPSH	= <i>Net Positive Suction Head</i> (ft)
N _{Re}	= Reynold number, dimension less

P_{uap}	= Tekanan uap, Psi
Q_f	= Laju alir volumeterik, gallon/min
V_f	= Kapasitas pompa, lb/jam
V	= Kecepatan alir, ft/s
ΔP	= Beda tekanan, Psi

10. REAKTOR

C_{A0}	= konsentrasi awal umpan masuk, kmol/m ³
C	= Tebal korosi yang dizinkan, mm
F_{A0}	= Laju alir umpan, kmol/jam
H_r	= Tinggi Reaktor, m
ID	= <i>Inside Diameter</i> , m
k	= Konstanta laju reaksi, m ³ /kmol.s
N	= Bilangan Avogadro
OD	= <i>Outside Diameter</i> , m
P	= Tekanan, atm
Q_f	= Laju volumetrik feed, m ³ /jam
Re	= Bilangan Reynold
S	= <i>Working Stress</i> yang diizinkan, atm
T	= Temperatur. °C
t	= Tebal dinding vessel, mm
V_t	= Volume reaktor, m ³
X	= Konversi
ρ	= Densitas, kg/m ³
	= Diameter Partikel, cm

11. TANGKI

C	= Tebal korosi yang diizinkan, mm
D	= Diameter tangki, m
E	= Efisiensi penyambungan, dimensionless

He	= Tinggi head, m
Hs	= Tinggi silinder, m
Ht	= Tinggi total tangki, m
P	= Tekanan Desain, atm
S	= <i>Working stress</i> yang diizinkan, psi
T	= Temperatur Operasi, K
V_h	= Volume ellipsoidal head, m^3
V_s	= Volume silinder, m^3
V_t	= Volume tangki, m^3
W	= Laju alir massa, kg/jam
ρ	= Densitas, kg/m^3

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN 1 PERHITUNGAN NERACA MASSA.....	122
LAMPIRAN 2 PERHITUNGAN NERACA PANAS	158
LAMPIRAN 3 SPESIFIKASI PERALATAN	218
LAMPIRAN 4 PERHITUNGAN EKONOMI	409

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Kementerian Perindustrian Republik Indonesia (Kemenperin) sudah mengkategorikan Indonesia sebagai negara Industri sejak tahun 2017. Pernyataan tersebut berdasarkan data yang menyatakan sektor industri berkontribusi sebesar 20% dari total perekonomian nasional dan *manufacturing value added* Indoneisa yang masuk dalam 10 besar dunia (Kemenperin, 2017). Performa sektor industri juga tidak menurun pada masa pandemi COVID-19, dengan menjaga kontribusi 19,87% terhadap PDB nasional pada triwulan II-2020. Sektor industri yang paling tangguh dan dianggap sebagai salah satu sektor industri dengan daya ungkit paling tinggi adalah industri kimia dan farmasi (Kemenperin, 2020; Cakti, 2019).

Ketangguhan sektor industri kimia membuat penguatan sektor ini sangat penting jika mengingat sektor kimia menjadi salah satu sektor penyumbang PDB terbesar di saat sulit. Namun, Indoensia saat ini masih banyak mengimpor bahan kimia dasar, dan ditunjukkan oleh kenaikan impor non-migas yang mencapai 19,27% di akhir tahun 2020 (Badan Pusat Statistik, 2020). Masalah impor yang tinggi dapat diatasi jika Indonesia mendukung peningkatan kapasitas dan jumlah industri produsen bahan kimia dasar.

Salah satu bahan kimia yang cukup menjanjikan untuk dikembangkan di Indonesia adalah *methanesulfonic acid* (MSA). MSA adalah senyawa yang umum digunakan sebagai bahan baku pembuatan obat-obatan dan dalam proses *electrocoating*. Pengadaan MSA di Indonesia, bahkan di ASEAN selama ini masih sangat bergantung pada sektor impor. Produsen MSA di dunia saat ini masih dipimpin oleh negara seperti Jerman, Italia, dan Cina sehingga biaya pengiriman dari produsen ke konsumen menjadi tinggi. Hal ini sangat disayangkan mengingat sektor industri farmasi dan elektronik yang terus berkembang setiap tahunnya (Kemenperin, 2020). Sehingga, urgensi didirikannya pabrik MSA cukup tinggi untuk mengurangi ketergantungan terhadap produk impor dan peluang ekspor MSA ke negara ASEAN. Berdasarkan alasan tersebut, pendirian pabrik MSA dapat

mendukung Indonesia dalam pembangunan sektor industri dan peluang peningkatan devisa negara.

Pembangunan pabrik MSA yang memanfaatkan sumber daya dari Indonesia untuk meningkatkan produksi di sektor farmasi maupun industri kimia Indonesia serta mendorong Indonesia sebagai sumber ekspor MSA di wilayah ASEAN. Adanya pabrik MSA juga dapat mendorong terciptanya usaha karena secara langsung akan meningkatkan pertumbuhan industri yang memanfaatkan MSA sebagai bahan bakunya.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Asam methanesulfonic pertama kali dibuat oleh ahli kimia Amerika Serikat Michael Sveda pada tahun 1945 dalam bentuk yang belum murni dengan mereaksikan sulfur trioksida menggunakan temperatur dan tekanan tinggi (Sveda, 1945). Pada tahun 1950 MSA berhasil dibuat dalam bentuk lebih murni oleh John C. Snyder dengan menambah katalis berbasis sulfur (Synder, 1950). Pengembangan dan penelitian terus dilakukan sampai saat ini untuk memproduksi MSA dalam kemurnian yang lebih tinggi dan biaya lebih murah.

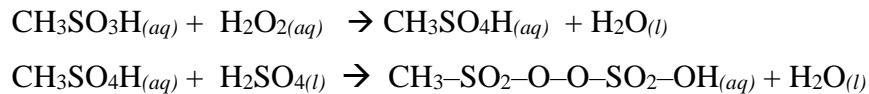
1.3. Macam – Macam Proses Pembuatan

Seleksi dari berbagai proses produksi perlu dilakukan dalam analisis pendirian suatu pabrik. Seleksi proses bertujuan agar pabrik dapat beroperasi dengan efektif dan efisien dengan mempertimbangkan segala aspek yang ada. Aspek bahan baku, bahan penunjang, sistem utilitas, hingga biaya produksi adalah hal yang dipertimbangkan, agar pabrik dapat layak didirikan baik dari segi ekonomi dan pertimbangan teknik. Berikut adalah beberapa contoh proses pembuatan MSA.

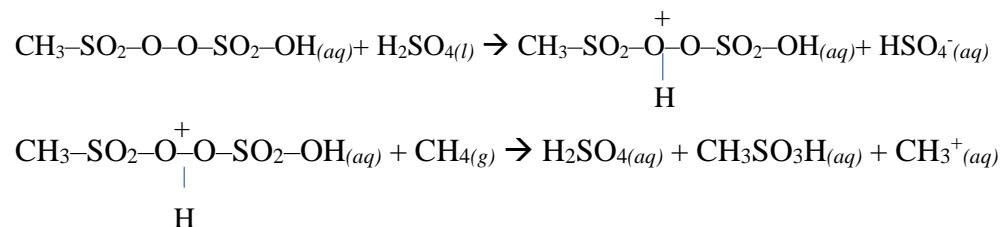
1.3.1. Reaksi Metana dengan Sulfur Trioksida

MSA dengan kemurnian tinggi dapat diperoleh dengan cara mereaksikan metana murni dengan sulfur trioksida. Sulfur trioksida yang digunakan adalah yang terlarut di dalam asam sulfat atau disebut sebagai oleum. Proses dimulai dengan memasukkan oleum dengan kandungan 30% SO₃ ke dalam reaktor. Selanjutnya, metana ditambahkan ke dalam reaktor sebanyak 14 %b dari massa oleum. Inisiator berbasis peroksida lalu ditambahkan sebanyak 0,9 % mol SO₃. Inisiator dibuat dari

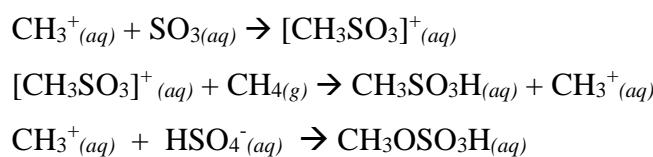
reaksi antara MSA, asam peroksida, dan asam sulfat dengan reaksi sebagai berikut (US Patent No. 0289181 A1, 2016):



Asam peroksida dan MSA berperan sebagai reaktan pembentukan *Methyl Sulfonyl Peroxy Acid* (MSPA). MSPA lalu akan bereaksi dengan sulfur trioksida dan membentuk *Monomethylsulfonylperoxide* (MMSP). MMSP adalah senyawa yang akan digunakan sebagai inisiator pembuatan MSA, sehingga MMSP dapat dibuat dalam reaktor yang terpisah ataupun dalam satu reaktor. Inisiator akan mengalami protonisasi oleh asam sulfat dan akan memicu reaksi dengan metana, menghasilkan MSA, asam sulfat, dan ion CH_3^+ . Reaksi oleh inisiator disebut sebagai reaksi inisiasi, dengan mekanisme reaksi sebagai berikut:



Ion CH_3^+ yang terbentuk dari reaksi inisiasi adalah ion yang akan terus terbentuk dalam reaksi dan akan membentuk produk MSA dalam jumlah yang diinginkan. Reaksi mempunyai selektivitas dan *yield* sebesar 99% dan menghasilkan produk samping berupa metil bisulfat (MBS). Mekanisme reaksi pembentukan MSA dan MBS adalah sebagai berikut (Urrutia dan Ott, 2019):



Hasil reaksi lalu akan melewati dua unit *gas-liquid separator (flash drum)* dengan tekanan 60 – 140 psi untuk memastikan semua CH_4 telah terpisah. CH_4 kemudian akan di-recycle kembali ke *feed* awal. CH_4 juga dapat digunakan sebagai bahan bakar di proses produksi. Campuran lalu akan masuk ke *mixing tank* untuk mereaksikan SO_3 yang tersisa dengan air, menghasilkan H_2SO_4 . Air dapat ditambahkan langsung ke dalam *mixing tank* atau ke dalam aliran turbulen campuran sebelum ke *mixing tank* (US Patent No. 10669232 B2, 2020).

1.3.2. Oksidasi Polisulfida

Proses reaksi yang melibatkan proses oksidasi senyawa alkil merkaptan atau polisulfida dengan oksigen yang terlarut di dalam asam nitrat. *Feed* dialkil sulfida dan asam nitrat akan dimasukkan ke dalam reaktor berpengaduk. Tekanan reaktor 1 – 100 bar, temperatur 80 – 120 °C dan *residence time* 1 – 3 jam. Perbandingan feed dialkil sulfida : HNO₃ adalah 1:3 – 1:6. Hasil keluaran reaktor adalah gas NO_x, uap air, MSA, HNO₃, dan *S-Metil Methanetiosulfonate* (SMMS).

Gas NO_x dan uap air akan dialirkan ke *plate column* untuk mensintesis kembali HNO₃. *Plate column* akan ditambahkan air dan udara tambahan untuk meningkatkan konversi. Produk lain lalu akan dialirkan ke reaktor kedua dengan temperatur 130 – 150 °C. Hasil keluaran reaktor kedua lalu akan dimasukkan ke kolom retrifikasi untuk mengubah SMMS menjadi MMS dan memurnikan hasil MSA. Hasil output terakhir merupakan campuran MSA dengan berbagai komponen, dengan side product menghasilkan MSA dengan kemurnian tertinggi.

Kekurangan proses oksidasi dialkil sulfida adalah komposisi *output* yang masih terlalu kompleks. Hal ini menyebabkan proses pemisahan dan pemurnian lanjutan untuk menghasilkan MSA dengan kemurnian tinggi sulit dilakukan. Proses ini juga menghasilkan NO_x dan SO₂ dalam jumlah yang tinggi. Proses pemurnian gas buangan memerlukan teknologi tinggi, sehingga memperberat dari sisi ekonomi (US Patent No. 6531629 B1, 2003).

1.3.3. Reaksi Alkali Sulfit dengan Dimetil Sulfat

Proses ini melibatkan reaksi antara senyawa alkali sulfit (natrium sulfit) dengan dimetil sulfat dengan jumlah ekuimolar. Reaksi dimulai dengan menambahkan dimetil sulfat ke dalam natrium sulfit jenuh dan direaksikan selama 240 menit pada temperatur 90 – 99 °C dan tekanan 2 – 5 bar. Rasio antara natrium sulfit dan dimetil sulfat berkisar antara 1,5:1 – 2,5:1. Proses dilanjutkan dengan mereaksikan hasil dengan asam kuat seperti asam sulfat selama 35 menit untuk menghasilkan MSA yang diinginkan. Produk yang dihasilkan akan didistilasi untuk memisahkan MSA dari senyawa sulfat (US Patent No. 6060621, 2000).

Tabel 1.1. Perbandingan Proses Manufaktur Asam Methanesulfonic

Proses	Bahan Baku	Kondisi Operasi	Kemurnian Produk /Impuritis	Persediaan Bahan Baku	Konversi /Yield	Keterangan & Kelebihan/Kekurangan
1	CH ₄ , Oleum	50°C 40 - 100 bar	Kemurnian 90% - 99%	Tersedia di Indonesia	<i>Yield</i> 99% Konversi CH ₄ 78,4%, SO ₃ 95%	<ul style="list-style-type: none"> • Temperatur operasi rendah, tetapi tekanan cukup tinggi • Memerlukan inisiator • Memerlukan CH₄ kemurnian tinggi • Konversi, <i>yield</i>, dan kemurnian MSA yang tinggi • Minim limbah dan <i>by-product</i> asam sulfat sangat bernilai
2	Dialkil sulfida, HNO ₃ , O ₂	80 – 150 °C, 1-100 bar	Kemurnian rendah	Ada yang belum tersedia di Indonesia	<i>Yield</i> 80% - 90%	<ul style="list-style-type: none"> • Kemurnian rendah • Temperatur tinggi, tekanan tinggi • Memerlukan oksigen murni • Dialkil sulfida tidak tersedia di Indonesia • Limbah berbahaya dengan jumlah tinggi
3	Natrium sulfit, dimetil sulfat, H ₂ SO ₄	90 – 99°C 2 – 5 bar	Kemurnian rendah	Tersedia di Indonesia	<i>Yield</i> 75% – 85%	<ul style="list-style-type: none"> • pH larutan yang harus dijaga setiap waktu • Penambahan dimetil sulfat harus dilakukan perlahan (tetes demi tetes) selama 4 jam • Kemurnian rendah • Proses pemurnian yang sulit

1.4. Sifat Fisik dan Kimia

1.4.1. Asam Methanesulfonic

Rumus	: CH ₃ SO ₃ H
Berat molekul	: 96,107 kg/kmol
Densitas	: 1,481 g/cm ³
Titik Didih	: 288 °C
Titik Beku	: 18 °C
$\Delta H_f(298)$: -1,781 x 10 ⁵ kJ/kmol
Penampilan	: Cairan tidak berwarna
Bau	: Asam dan tajam
Bahaya	: Korosif
Kelarutan	: <i>soluble</i> dalam air dan alkohol

(Yaws, 1999)

1.4.2. Oleum 30%

Rumus	: H ₂ SO ₄ . SO ₃
Massa Molekul Relatif	: 178,15 kg/kmol
Densitas	: 1,9 g/cm ³
Titik Didih	: 130 °C
Titik Beku	: 14 °C
Penampilan	: Cairan kuning
Bau	: Asam dan tajam
Bahaya	: Korosif, beracun, iritan
Kelarutan	: Larut dalam air

(Yaws, 1999)

1.4.3. Asam Sulfat

Rumus molekul	: H ₂ SO ₄
Berat molekul	: 98,079 kg/kmol
Berat jenis	: 1,834 g/cm ³
Titik Didih	: 340 °C
Titik Leleh	: 10,49 °C
$\Delta H_f(298)$: -7,35 x 10 ⁵ kJ/kmol

Penampilan	: <i>Colourless liquid</i>
Sifat	: Korosif
Kelarutan	: <i>Soluble</i> pada air

(Perry, 1997)

1.4.4. Sulfur Trioksida

Rumus molekul	: SO ₃
Berat molekul	: 80,06 kg/kmol
Berat jenis	: 1,923 g/cm ³
Titik Didih	: 44,6 °C
Titik Leleh	: 16,83 °C
Δ H _{f(298)}	: -3,957 x 10 ⁵ kJ/kmol
Penampilan	: Cairan bening kekuningan
Bau	: Asam dan tajam
Bahaya	: Korosif, beracun, iritan, karsinogen, dan berbahaya bagi lingkungan
Kelarutan	: 1 gr / 100 gr H ₂ O

(Perry, 1997)

1.4.5. Air

Rumus	: H ₂ O
Berat molekul	: 18,016 kg/kmol
Fase	: gas atau cairan
Berat jenis	: 0,998 g/cm ³ (293°K)
Titik didih	: 373,15 K
Titik beku	: 273,2 K
Δ H _{f(298)}	: -2,42 x 10 ⁵ kJ/kmol
Temperatur kritis	: 647,3 K
Tekanan kritis	: 221,2 bar
Kalor penguapan	: 40,656 KJ/mol

(Sinnott, 2005)

1.4.6. Asam Peroksida

Rumus molekul	: H ₂ O ₂
Massa Molekul Relatif	: 34,02 g/mol
Densitas	: 1,438 g/cm ³
Titik Didih	: 151,4 °C
Titik Beku	: -0,89 °C
Δ H _{f(298)}	: -1,363 x 10 ⁵ kJ/kmol
Penampilan	: Cairan tidak berwarna
Bau	: Asam dan tajam
Bahaya	: Korosif, mudah teroksidasi, iritan
Kelarutan	: 100 g/ 100 ml H ₂ O

(Perry, 1997)

1.4.7. *Methyl Sulfonyl Peroxy Acid*

Rumus molekul	: CH ₃ SO ₄ H
Berat molekul	: 112,105 kg/kmol
Berat jenis	: 1,33 g/cm ³
Titik Didih	: 242 °C
Penampilan	: <i>Colourless liquid</i>
Bahaya	: <i>Toxic, corrosive</i>
Kelarutan	: <i>soluble</i> pada air

(Molbase, 2017)

1.4.8. *Monomethylsulfonylperoxide Sulfuric Acid*

Rumus molekul	: CH ₃ —SO ₂ —O—O—SO ₂ —OH
Berat molekul	: 192,17 kg/kmol
Berat jenis	: 1,696 g/cm ³
Titik Didih	: 203 °C
Penampilan	: Cairan tidak berwarna
Bau	: Asam dan tajam
Bahaya	: Beracun dan Korosif

(Pubchem, 2016)

1.4.9. Metil Bisulfat

Rumus molekul	: CH ₃ OSO ₃ H
Berat molekul	: 112,105 g/mol
Berat jenis	: 1,59 g/cm ³
Titik Didih	: 238 °C
Penampilan	: <i>Colourless liquid</i>
Bahaya	: Korosif
Kelarutan	: Larut dalam eter

(Chemspider, 2020)

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. 2020. *Data Harga Bahan*. (Online): Alibaba.com (Diakses pada 24 April 2021).
- Allen, H. C., Raymond, E. A., dan Richmond, G. L. 2001. Surface Structural Studies of Methanesulfonic Acid at Air /Aqueous Solution Interfaces Using Vibrational Sum Frequency Spectroscopy. *Journal of Physical Chemistry A*, 105(9): 1649–1655.
- Ashar, N. G., dan Golwakar, K. R. 2013. *A Practical Guide to the Manufacture of Sulfuric Acid, Oleums, and Sulfonating Agents*. Bern: Springer International Publishing.
- Aspen Tech. 2005. *HYSYS 2004.2*. Aspen Technology Inc.
- Badan Pusat Statistik. 2020. Ekspor November 2020 Mencapai US\$15,28 Miliar dan Impor November 2020 senilai US\$12,66 Miliar. <https://www.bps.go.id/>. (Diakses pada 24 Desember 2020).
- Badan Pusat Statistik Kabupaten Bekasi. 2013. Kabupaten Bekasi Dalam Angka 2013. Cikarang Pusat : Badan Pusat Statistik.
- Bank Indonesia. 2020. *Suku Bunga Penjaminan*. (Online). <https://www.bi.go.id/id/moneter/suku-bunga-penjaminan/Contents/Default.aspx>. (Diakses pada Tanggal 27 April 2021).
- Barret, J. 2003. *Inorganic Chemistry in Aqueous Solution*. London: Royal Society of Chemistry.
- Biertuempel, I., Klaus, D., Flierdt, J., dan Rohe, D. M. 2000. *United States of America Patent No. 6060621*.
- Cakti, A. 2019. *Lima Sektor Industri Making Indonesia 4.0 Miliki Daya Ungkit Tinggi*. (Online). <https://www.antaranews.com/berita/1065090>. (Diakses pada 24 Desember 2020).
- ChemSpider. 2019. *Methyl Bisulfate*. (Online). <http://www.chemspider.com/>. (Diakses pada 24 Desember 2020).
- Coulter, W. H. dan Bullard, C. W. 1995. *An Experimental Analysis of Cycling Losses in Refrigerator*. Illinois: ACRC Project.

- Couper, J. R., Penney, W. R., James, dan Walas, S. M. 2010. *Chemical Process Equipment Selection and Design Edisi 2*. New York: Butterworth-Heinemann.
- Covolan, V. L., Mei, L. H. I., dan Rossi, C. L. 1997. Chemical Modifications on Polystyrene Latex: Preparation and Characterization for Use in Immunological Applications. *Polymers for Advanced Technologies*, 8: 44-50.
- Departemen Pekerjaan Umum. 1996. *Kriteria Perencanaan Ditjen Cipta Karya Dinas PU*. Jakarta: Direktorat Jenderal Cipta Karya.
- Direktorat Jenderal Pajak. 2013. *Pajak Penghasilan*. Jakarta: Dirjen Pajak Kemenkeu.
- Energy Information Administration USA. 2021. Natural Gas Prices. (Online). <https://www.eia.gov/dnav/ng/hist/n9133us3m.htm>. (Diakses pada Tanggal 16 Juli 2021).
- Elermann, M., Tragut, C., Ebel, K. 2003. Method of Producing Alkanesulfonic Acid. *United States of America Patent No. US 6,531,629 B1*.
- Felder, R. M. dan Rousseau, R. W. 2005. *Elementary Principles of Chemical Engineering 3rd Edition*. New York: John Wiley and Sons.
- Froment, G.F., and Bischoff, K. B. 1979. *Chemical Reactor Analysis and Design*. New York: John Wiley & Sons.
- Global Prices. 2021. Global Methane Prices. (Online). https://www.globalpetrolprices.com/methane_prices/. (Diakses pada Tanggal 16 Juli 2021).
- Google. 2021. Google Maps. (Online). <http://google.maps.com>. (Diakses pada Tanggal 13 Mei 2021).
- Guide Gas. 2021. R717 Refrigerant Ammonia Prices. (Online). <https://guidagas.en.made-in-china.com/product/EBSmrZRxYqYK/China-99-9-Nh3-Gas-Liquid-Ammonia-R717-Refrigerant-Price-Nh3-Refrigerant-Gas.html>. (Diakses pada Tanggal 16 Juli 2021).

- Guthrie, J. P., Stein, A. R., dan Huntington, A. P. 1998. Thermodynamics of Methanesulfonic Acid, Methanesulfonyl Chloride, and Methyl Methanesulfonate. *Canada Journal of Chemistry*, 76: 929 – 936.
- Henderson, H. I., Parker, D., dan Huang, Y. J. 2000. Improving DOE-2's RESYS routine: User Defined Functions to Provide. *ACEEE*, 1:113-124.
- More Accurate Part Load Energy Use and Humidity Predictions
- India Mart. 2021. Fuming Sulfuric Acid Oleum Prices. (Online). <https://www.indiamart.com/proddetail/fuming-sulphuric-acid-oleum-acid-19637850512.html>. (Diakses pada 16 Juli 2021).
- India Mart. 2021. Hydrogen Peroxide Prices. (Online). <https://www.indiamart.com/proddetail/fuming-sulphuric-acid-oleum-acid19637850512.html>. (Diakses pada 16 Juli 2021).
- Ismail, S. 1999. *Alat Industri Kimia*. Inderalaya: Universitas Sriwijaya.
- Jababeka Coorporation. 2020. *Kawasan Industri Cikarang*. (Online). https://www.jababeka.com/en/ongoing_project/cikarang-2/. (Diakses pada 28 Desember 2020).
- Kemendag RI. 2021. *Nilai Tukar Mata Uang Asing Terhadap Rupiah*. (Online). <https://statistik.kemendag.go.id/exchange-rates/>. (Diakses pada 20 Juli 2021).
- Kemenperin RI. 2017. *Kementerian Perindustrian Republik Indonesia: Indonesia Masuk Kategori Negara Industri*. (Online). <http://www.kemenperin.go.id/>. (Diakses pada 24 Desember 2020).
- Kemenperin RI. 2020. *Kementerian Perindustrian Republik Indonesia: Sektor Industri Masih Jadi Andalan PDB Nasional*. (Online). <http://www.kemenperin.go.id/>. (Diakses pada 24 Desember 2020).
- Kemenperin RI. 2020. *Kementerian Perindustrian Republik Indonesia: Lampau 19 Persen Pada Kuartal I-2020, Industri Masih Berkontribusi Tinggi*. (Online). <http://www.kemenperin.go.id/>. (Diakses pada 24 Desember 2020).
- Kemenperin RI. 2020. Data Kawasan Industri. (Online). <https://kemenperin.go.id/kawasan>. (Diakses pada 26 Desember 2020).

- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill Book, Co.
- Krokidas, P., Castier, M., Moncho, S., Brothers, E., dan Economou, I. G. 2015. Molecular Simulation Studies of the Diffusion of Methane, Ethane, Propane, and Propylene in ZIF-8. *Journal of Physical Chemistry*, 119(48): 1-10.
- Levenspiel, O. 1999. *Chemical Reaction Engineering 3rd Edition*. Oregon: John Wiley and Sons.
- Lias, S. G., Bartmess, J. E., Liebman, J. F., Holmes, J. L., Levin, R. D., Mallard, W. G. 1988. A Method for Calculating the Heats of Formation of Medium-Sized and Large-Sized Molecules. *Journal of Physical and Chemical Reference Data*, 17:1.
- Ludwig, E. 1997. *Applied Process Design, 3rd edition*. Gulf Profesional Publishing: Heinemann.
- Matche. 2021. *Data Harga Peralatan*. (Online): <http://www.matche.com>. (Diakses pada 20 April 2021)
- McCabe, W. L., Smith, J. C., Harriott, P. 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering Fifth Edition*. New York: McGraw Hill.
- Megyesy, E. F. 2001. *Pressure Vessel Handbook 12th Edition*. Oklahoma: University of Tulsa.
- Miller, J. F., Smith, G. S., Fortman, G. C., dan Srinivas, V. R. 2020. *United States of America Patent No. US 10,669,232 B2*.
- Molbase. 2017. *Methyl Sulfate*. (Online). <http://www.molbase.com/moldata/33964.html/>. (Diakses pada 28 Desember 2020).
- Ott, T. dan Biertumpel, I. 2016. *United States of America Patent No. US 2016/0289181 A1*.
- Peters, M. S. dan Timmerhaus, K. D. 1991. Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Edisi 4. Singapore: McGraw Hill.
- Perry, R. H. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Edition*. New York: McGraw Hill Companies.
- Pubchem. 2019. *Sulfooxy Methanesulfonate*. (Online). <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/118087110/>. (Diakses pada 24 Desember 2020).

- Simpson, M. J. 2012. *Two Studies in Gas-Phase Ion Spectroscopy*. Berlin: Springer.
- Sinnott, R. K. 2005. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4th Edition, Volume 6*. (Hal. 322: Heat Capacities of the Element). Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Siswoyo, S. D. dan Sistarani, M. 2020. Manajemen Teknik Untuk Praktisi dan Mahasiswa Teknik. Sleman: Deepublish Publisher.
- Snyder, J. C. 1950. *United States of America Patent No. 2.493.038*.
- Sveda, M. 1945. *United States of America Patent No. 2.383.752*.
- Smith, J. M. 1982. *Chemical Engineering Kinetics 2nd Edition*. New York: McGraw Hill Book Company.
- The Engineering Toolbox. 2019. *Engineering ToolBox*. (Online). <https://www.engineeringtoolbox.com/>. (Diakses pada 25 April 2021).
- Thiel, V., Hendann, M., Wannowius, K. J., dan Plenio, H. 2012. On the Mechanism of The Initiation Reaction in Grubbs-Hoveyda Complexes. *Journal of American Chemical Society*, 134(2): 104-114.
- Treybal, R. E. 1981. *Mass Transfer Operation*. Singapore: McGraw-Hill.
- Trendeconomy. World Merchandise Exports and Imports by Commodity (HS 290410). (Online). https://trendeconomy.com/data/commodity_h2?commodity=290410. (Diakses pada Tanggal 1 Februari 2021).
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 1 Tahun 1995. Tentang Perseroan Terbatas. (Online). <https://www.bphn.go.id/data/documents/95uu001.pdf>. (Diakses pada Tanggal 20 April 2021).
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 13 Tahun 2003. Tentang Ketenagakerjaan. (Online). http://www.kemenperin.go.id/kompetensi/UU_13_2003. (Diakses pada Tanggal 20 April 2021).
- Urrutia, C. D., dan Ott, T. 2019. Activation of methane: A Selective Industrial Route to Methanesulfonic Acid. *Science*, 363: 1326-1329.
- Van Winkle. 1967. Distillation. New York: McGraw Hill.
- Vataruk, W. M., Hall, R. S., dan Matley, J. 2002. Estimating Process Equipment Costs. *Chemical Engineering Journal*, 95: 66.

- Walas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. New York: Butterworth-Heinemann.
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw Hill.
- Zador, J., Fellows, M. D., dan Miller, J. A. 2017. Initiation Reactions in Acetylene Pyrolysis. *Journal of Physical Chemistry*, 121(22): 4203-4217.