

**SKRIPSI**

**PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN ASAM SULFAMAT  
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

**Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar**

**Sarjana Teknik Kimia**

**pada**

**Universitas Sriwijaya**



**Cynthia Savrinda**

NIM 03031381722106

**Indry Permata Hani**

NIM 03031381722086

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

**2021**

**HALAMAN PENGESAHAN**

**PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN ASAM SULFAMAT KAPASITAS  
30.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana

Oleh:

Cynthia Savrinda  
NIM 03031381722106

Indry Permata Hani  
NIM 03031381722086

Palembang, Juli 2021

Pembimbing,



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

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 Rencana Pabrik Pembuatan Asam Sulfamat Kapasitas Produksi 30.000 Ton Per Tahun" telah dipertahankan oleh Cynthia Savrinda dan Indry Permata Hani 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. Ir. Hj. Rosdiana Moeksin, S.T., M.T.  
NIP. 195608311984032002
2. Selpiana, S.T., M.T.  
NIP. 197809192003122001
3. Rahmatullah, S.T., M.T.  
NIP. 198905172015041002



Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

## BERITA ACARA PERBAIKAN LAPORAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Asam Sulfamat Kapasitas Produksi 30.000 Ton Per Tahun” oleh Cynthia Savrinda dan Indry Permata Hani **telah diperbaiki** sesuai arahan/tugas perbaikan dari Dosen Penguji dan Pembimbing.

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Ir. Hj. Rosdiana Moeksin, S.T., M.T.  
NIP. 195608311984032002



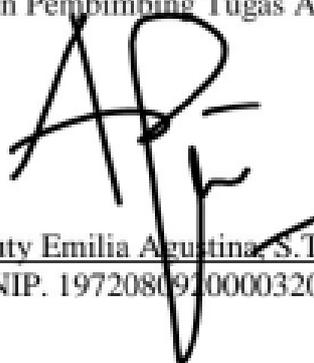
( )

2. Rahmatullah, S.T., M.T.  
NIP. 198905172015041002



( )

Mengetahui,  
Dosen Pembimbing Tugas Akhir,



Prof. Hj. Tuty Emilia Agustina, S.T., M.T., Ph.D  
NIP. 197208091000032001

## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Cynthia Savrinda

NIM : 03031381722106

Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Asam Sulfamat Kapasitas  
Produksi 30.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan sesungguhnya bahwa Karya Ilmiah berbentuk Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Indry Permata Hani** didampingi Dosen Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Selain itu semua dokumen yang disertakan dalam Karya Ilmiah ini adalah benar dan sesuai dengan kenyataannya. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

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

Palembang, 19 Juli 2021



Cynthia Savrinda

NIM. 03031381722106



## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Indry Permata Hani  
NIM : 03031381722086  
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Asam Sulfamat Kapasitas  
Produksi 30.000 Ton/Tahun  
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan sesungguhnya bahwa Karya Ilmiah berbentuk Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Cynthia Savrinda didampingi Dosen Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Selain itu semua dokumen yang disertakan dalam Karya Ilmiah ini adalah benar dan sesuai dengan kenyataannya. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

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

Palembang, 19 Juli 2021



Indry Permata Hani

NIM. 03031381722086



## KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa, atas berkat dan karunia-Nya tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Asam Sulfamat Kapasitas 30.000 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. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya
- 2) Ibu Prof. Tuty Emilia Agustina, S.T., M.T., Ph.D, selaku dosen pembimbing
- 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

## RINGKASAN

### PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN ASAM SULFAMAT KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, Juni 2021

Cynthia Savrinda dan Indry Permata Hani; Dibimbing oleh Prof. Tuty Emilia Agustina, S.T., M.T., Ph.D.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

xxvi + 662 halaman, 15 tabel, 23 gambar, 4 lampiran

#### RINGKASAN

Pra Rencana Pabrik Pembuatan Asam Sulfamat Kapasitas 30.000 Ton/Tahun ini direncanakan berdiri pada tahun 2026 di Kabupaten Gresik, Provinsi Jawa Timur yang diperkirakan memiliki luas area sebesar 5,5 Ha. Bahan baku dari pembuatan asam sulfamat ini adalah urea dan oleum. Proses pembuatan asam sulfamat ini mengacu pada AU Patent No. 2018102002 A4 dengan proses reaksi urea dan oleum membentuk asam sulfamat, proses kristalisasi asam sulfamat, dan proses rekristalisasi asam sulfamat. Reaktor yang digunakan berjenis *continuous stirred tank reactor* yang beroperasi pada temperatur 80°C dan tekanan 1 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 147 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik asam sulfamat ini layak untuk didirikan karena telah memenuhi berbagai macam persyaratan parameter ekonomi, yaitu sebagai berikut:

- *Total Capital Investment (TCI)* = US \$18.761.051,74
- Total Penjualan = US\$49.500.000,00
- *Total Production Cost (TPC)* = US \$35.164.444,37
- *Annual Cash Flow* = US \$10.700.478,67
- *Pay Out Time* = 1,588 Tahun
- *Rate of Return on Investment (ROR)* = 53,49%
- *Break Even Point (BEP)* = 30,07%
- *Service Life* = 11 Tahun

**Kata Kunci:** Asam Sulfamat, Kristalisasi, *Continous Stirred Tank Reactor*, Perseroan Terbatas

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b> .....	i
<b>HALAMAN PENGESAHAN</b> .....	ii
<b>HALAMAN PERSETUJUAN</b> .....	iii
<b>HALAMAN PERBAIKAN</b> .....	iv
<b>HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS</b> .....	v
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	vii
<b>RINGKASAN</b> .....	viii
<b>DAFTAR ISI</b> .....	ix
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	xvii
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	xviii
<b>DAFTAR NOTASI</b> .....	xix
<b>DAFTAR LAMPIRAN</b> .....	xxix
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	1
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan Asam Sulfamat .....	2
1.3. Macam-macam Proses Pembuatan .....	3
1.3.1. Reaksi Urea dengan Asam Sulfat dan Sulfur Trioksida .....	3
1.3.2. Reaksi Sulfur Trioksida dan Amonia .....	4
1.3.3. Reaksi Asam Klorosulfonat dan Amonia .....	5
1.4. Sifat Fisik dan Kimia .....	9
1.4.1. Urea .....	9
1.4.2. Oleum .....	9
1.4.3. Natrium Sulfat .....	10
1.4.1. Air .....	10
1.4.2. Etanol .....	11
1.4.3. Asam Sulfamat .....	11
<b>BAB II PERENCANAAN PABRIK</b> .....	13
2.1. Alasan Pendirian Pabrik .....	13

2.2. Pemilihan Kapasitas Produksi.....	14
2.3. Pemilihan Bahan Baku.....	15
2.4. Pemilihan Proses .....	16
2.5. Uraian Proses .....	17
2.5.1. Proses Sulfonasi .....	17
2.5.2. Proses Kristalisasi .....	18
2.5.3. Proses Rekristalisasi.....	19
2.6. Pengolahan Limbah .....	20
<b>BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK .....</b>	<b>22</b>
3.1. Lokasi Pabrik .....	22
3.1.1. Ketersediaan Bahan Baku .....	24
3.1.2. Transportasi dan Pemasaran.....	24
3.1.3. Utilitas .....	25
3.1.4. Tenaga Kerja .....	25
3.1.5. Geografis dan Iklim.....	26
3.1.6. Pembuangan Limbah.....	26
3.2. Tata Letak Peralatan.....	26
3.3. Tata Letak Pabrik.....	27
3.4. Perkiraan Luas Tanah.....	29
<b>BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS .....</b>	<b>30</b>
4.1. Neraca Massa .....	30
4.1.1. Neraca Massa <i>Hopper</i> -01 (HP-01).....	30
4.1.2. Neraca Massa <i>Screw Conveyor</i> -01 (SC-01).....	30
4.1.3. Neraca Massa <i>Elevator</i> -01 (EV-01).....	31
4.1.4. Neraca Massa Tangki-01 (T-01).....	31
4.1.5. Neraca Massa Pompa-01 (P-01).....	31
4.1.6. Neraca Massa <i>Tee Valve</i> -01 (TV-01).....	32
4.1.7. Neraca Massa <i>Mixing Point</i> -01 (MP-01) .....	32
4.1.8. Neraca Massa Reaktor-01 (R-01).....	32
4.1.9. Neraca Massa <i>Compressor</i> -01 (CP-01) .....	33
4.1.10. Neraca Massa <i>Oleum Scrubber</i> -01 (OS-01) .....	33

4.1.11. Neraca Massa Pompa-11 (P-11).....	33
4.1.12. Neraca Massa Tangki-03 (T-03).....	34
4.1.13. Neraca Massa Pompa-12 (P-12).....	34
4.1.14. Neraca Massa Tangki-02 (T-02).....	34
4.1.15. Neraca Massa Pompa-03 (P-03).....	34
4.1.16. Neraca Massa <i>Tee Valve</i> -02 (TV-02).....	35
4.1.17. Neraca Massa <i>Hopper</i> -02 (HP-02).....	35
4.1.18. Neraca Massa <i>Screw Conveyor</i> -02 (SC-02).....	35
4.1.19. Neraca Massa <i>Elevator</i> -02 (EV-02).....	35
4.1.20. Neraca Massa <i>Mixing Tank</i> -01 (MT-01).....	36
4.1.21. Neraca Massa Pompa-02 (P-02).....	36
4.1.22. Neraca Massa Pompa-04 (P-04).....	36
4.1.23. Neraca Massa <i>Crystallizer</i> -01 (CR-01).....	37
4.1.24. Neraca Massa Pompa-05 (P-05).....	37
4.1.25. Neraca Massa <i>Centrifuge</i> -01 (CF-01).....	38
4.1.26. Neraca Massa Pompa-06 (P-06).....	38
4.1.27. Neraca Massa <i>Dissolve Tank</i> -01 (DT-01).....	39
4.1.28. Neraca Massa Pompa-07 (P-07).....	39
4.1.29. Neraca Massa Tangki-04 (T-04).....	40
4.1.30. Neraca Massa Pompa-08 (P-08).....	40
4.1.31. Neraca Massa <i>Crystallizer</i> -02 (CR-02).....	40
4.1.32. Neraca Massa Pompa-09 (P-09).....	41
4.1.33. Neraca Massa <i>Centrifuge</i> -02 (CF-02).....	41
4.1.34. Neraca Massa Pompa-10 (P-10).....	42
4.1.35. Neraca Massa <i>Blower</i> -01 (BW-01).....	42
4.1.36. Neraca Massa <i>Compressor</i> -02 (CP-02).....	42
4.1.37. Neraca Massa <i>Tee Valve</i> -03 (TV-01).....	43
4.1.38. Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> -01 (RD-01).....	43
4.1.39. Neraca Massa <i>Conveyor</i> -01 (CY-01).....	44
4.1.40. Neraca Massa <i>Rotary Cooler</i> -01 (RC-01).....	44
4.1.41. Neraca Massa <i>Ball Mill</i> -01 (BM-01).....	45

4.1.42. Neraca Massa <i>Screw Conveyor</i> -03 (SC-03).....	45
4.1.43. Neraca Massa <i>Vibrating Screening</i> -01 (VS-01) .....	45
4.1.44. Neraca Massa <i>Elevator</i> -03 (EV-03).....	46
4.1.45. Neraca Massa Silo-01 (S-01) .....	46
4.2. Neraca Panas .....	46
4.2.1. Neraca Panas <i>Heater</i> -01 (H-01).....	46
4.2.2. Neraca Panas <i>Tee Valve</i> -01 (TV-01).....	47
4.2.3. Neraca Panas <i>Heater</i> -02 (H-02).....	47
4.2.4. Neraca Panas <i>Heater</i> -03 (H-03).....	47
4.2.5. Neraca Panas <i>Mixing Point</i> -01 (MP-01).....	47
4.2.6. Neraca Panas Reaktor-01 (R-01) .....	48
4.2.7. Neraca Panas <i>Oleum Scrubber</i> -01 (OS-01) .....	48
4.2.8. Neraca Panas <i>Cooler</i> -01 (C-01).....	48
4.2.9. Neraca Panas <i>Cooler</i> -02 (C-02).....	48
4.2.10. Neraca Panas <i>Tee Valve</i> -02 (TV-02).....	49
4.2.11. Neraca Panas <i>Heater</i> -04 (H-04).....	49
4.2.12. Neraca Panas <i>Heater</i> -05 (H-05).....	49
4.2.13. Neraca Panas <i>Mixing Tank</i> - 02 (MT-02) .....	49
4.2.14. Neraca Panas <i>Crystallizer</i> - 01 (CR-01).....	50
4.2.15. Neraca Panas <i>Dissolving Tank</i> - 01 (DT-01) .....	50
4.2.16. Neraca Panas <i>Cooler</i> - 03 (C-03).....	50
4.2.17. Neraca Panas <i>Crystallizer</i> - 02 (CR-02).....	50
4.2.18. Neraca Panas <i>Blower</i> -01 (BW-01).....	51
4.2.19. Neraca Panas <i>Tee Valve</i> -03 (TV-03).....	51
4.2.20. Neraca Panas <i>Furnace</i> -01 (F-01).....	51
4.2.21. Neraca Panas <i>Chiller</i> -01 (CH-01).....	51
4.2.22. Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> -01 (RD-01).....	52
4.2.23. Neraca Panas <i>Rotary Cooler</i> - 01 (RC-01) .....	52
<b>BAB V UTILITAS</b> .....	53
5.1. Unit Pengadaan Air.....	53
5.1.1. Air Umpan Boiler ( <i>Boiler Feed Water</i> ) .....	53

5.1.2. Air Proses .....	54
5.1.3. Air Domestik.....	54
5.1.4. Total Kebutuhan Air. ....	55
5.2. Unit Pengadaan Steam .....	56
5.2.1. Steam Pemanas.....	56
5.3. Unit Pengadaan Refrigeran .....	56
5.4. Unit Pengadaan Listrik.....	57
5.4.1. Listrik Peralatan .....	57
5.4.2. Listrik untuk Penerangan .....	58
5.4.3. Total Kebutuhan Listrik .....	59
5.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	59
5.5.1. Bahan Bakar Boiler.....	59
5.5.2. Bahan Bakar Generator.....	60
5.5.3. Bahan Bakar Furnace .....	61
5.5.4. Total Kebutuhan Bahan Bakar .....	61
<b>BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN .....</b>	<b>62</b>
6.1. Tangki-01 (T-01).....	62
6.2. Tangki-02 (T-02).....	63
6.3. Tangki-03 (T-03).....	64
6.4. Tangki-04 (T-04).....	65
6.5. <i>Hopper</i> -01 (HP-01) .....	66
6.6. <i>Hopper</i> -02 (HP-02) .....	67
6.7. Silo-01 (S-01).....	68
6.8. Reaktor-01 (R-01) .....	69
6.9. <i>Oleum Scrubber</i> -01 (OS-01) .....	71
6.10. <i>Mixing Tank</i> -01 (MT-01) .....	72
6.11. <i>Dissolve Tank</i> -01 (DT-01) .....	74
6.12. <i>Heater</i> -01 (H-01) .....	76
6.13. <i>Heater</i> -02 (H-02) .....	77
6.14. <i>Heater</i> -03 (H-03) .....	78
6.15. <i>Heater</i> -04 (H-04) .....	79

6.16. <i>Heater-05 (H-05)</i> .....	80
6.17. <i>Cooler-01 (C-01)</i> .....	81
6.18. <i>Cooler-02 (C-02)</i> .....	82
6.19. <i>Cooler-03 (C-03)</i> .....	83
6.20. <i>Chiller-01 (CH-01)</i> .....	84
6.21. <i>Screw Conveyor-01 (SC-01)</i> .....	85
6.22. <i>Screw Conveyor-02 (SC-02)</i> .....	86
6.23. <i>Screw Conveyor-03 (SC-03)</i> .....	87
6.24. <i>Belt Conveyor-01 (BC-01)</i> .....	88
6.25. <i>Compressor-01 (CP-01)</i> .....	89
6.26. <i>Compressor-02 (CP-02)</i> .....	90
6.27. <i>Pompa – 01 (P – 01)</i> .....	91
6.28. <i>Pompa – 02 (P – 02)</i> .....	92
6.29. <i>Pompa – 03 (P – 03)</i> .....	93
6.30. <i>Pompa – 04 (P – 04)</i> .....	94
6.31. <i>Pompa – 05 (P – 05)</i> .....	95
6.32. <i>Pompa – 06 (P – 06)</i> .....	96
6.33. <i>Pompa – 07 (P – 07)</i> .....	97
6.34. <i>Pompa – 08 (P – 08)</i> .....	98
6.35. <i>Pompa – 09 (P – 09)</i> .....	99
6.37. <i>Pompa – 10 (P – 10)</i> .....	100
6.37. <i>Pompa – 11 (P – 11)</i> .....	101
6.37. <i>Pompa – 12 (P – 12)</i> .....	102
6.37. <i>Blower – 01 (BL – 01)</i> .....	103
6.38. <i>Furnace – 01 (F – 01)</i> .....	104
6.39. <i>Elevator – 01 (EV – 01)</i> .....	105
6.39. <i>Elevator – 02 (EV – 02)</i> .....	106
6.40. <i>Elevator – 03 (EV – 03)</i> .....	107
6.41. <i>Ball Mill – 01 (BM – 01)</i> .....	108
6.42. <i>Vibrating Screen – 01 (VS – 01)</i> .....	109
6.43. <i>Rotary Dryer – 01 (RD – 01)</i> .....	110

6.44. <i>Rotary Cooler</i> – 01 (RC – 01).....	111
6.45. <i>Crystallizer</i> – 01 (CR – 01).....	112
6.46. <i>Crystallizer</i> – 02 (CR – 02).....	113
6.47. <i>Centrifuge</i> – 01 (CF – 01).....	114
6.48. <i>Centrifuge</i> – 02 (CF – 02).....	115
<b>BAB VII TUGAS KHUSUS</b> .....	116
7.1. Kristalisasi.....	116
7.2. Jenis-Jenis <i>Crystallizer</i> .....	117
7.2.1. Jenis <i>Crystallizer</i> dengan <i>Circulating Magma</i> .....	117
7.2.2. Jenis <i>Crystallizer</i> Tanpa <i>Circulating Magma</i> .....	122
7.3. Aplikasi Penggunaan <i>Crystallizer</i> pada Proses	
Pembuatan Asam Sulfamat .....	128
7.4. Pengertian <i>Scrubber</i> .....	135
7.5. Jenis-jenis Alat Operasi Gas-Liquid .....	135
7.5.1. <i>Liquid Dispersed</i> .....	136
7.5.2. <i>Gas Dispersed</i> .....	141
7.6. Aplikasi Penggunaan <i>Scrubber</i> pada Proses	
Pembuatan Asam Sulfamat .....	143
<b>BAB VIII ORGANISASI PERUSAHAAN</b> .....	158
8.1. Bentuk Perusahaan.....	158
8.2. Struktur Organisasi.....	159
8.3. Tugas dan Wewenang .....	160
8.3.1. Dewan Komisaris .....	160
8.3.2. Direktur .....	160
8.3.3. Manajer Teknik dan Produksi .....	161
8.3.3.1. Bagian Operasi dan Produksi .....	161
8.3.3.2. Bagian Pemeliharaan dan Instrumentasi .....	161
8.3.3.3. Bagian Riset dan Pengembangan.....	161
8.3.4. Manajer Kepegawaian dan Umum.....	161
8.3.4.1. Bagian Kepegawaian.....	161
8.3.4.2. Bagian Hubungan Masyarakat dan Pelayanan Umum.....	162

8.3.5. Manajer Keuangan dan Pemasaran .....	162
8.3.5.1. Bagian Keuangan .....	162
8.3.5.2. Bagian Pemasaran .....	162
8.4. Sistem Kerja .....	162
8.4.1. Waktu Kerja Karyawan Shift .....	163
8.4.2. Waktu Kerja Karyawan Non-Shift .....	164
8.5. Penentuan Jumlah Buruh .....	164
8.5.1. <i>Direct Operating Labor</i> .....	164
8.5.2. <i>Indirect Operating Labor</i> .....	166
<b>BAB IX ANALISA EKONOMI</b> .....	170
9.1. Profitabilitas (Keuntungan) .....	171
9.1.1. Total Penjualan Produk .....	171
9.1.2. Perhitungan Annual Cash Flow .....	171
9.2. Lama Waktu Pengembalian Pinjaman .....	172
9.2.1. Perhitungan Depresiasi .....	172
9.2.2. Lama Pengangsuran Pengembalian Pinjaman .....	173
9.2.3. <i>Pay Out Time (POT)</i> .....	173
9.3. Total Modal Akhir .....	174
9.3.1. <i>Net Profit Over Total Life of Project (NPOTLP)</i> .....	174
9.3.2. <i>Total Capital Sink (TCS)</i> .....	175
9.4. Laju Pengembalian Modal .....	176
9.4.1. <i>Rate of Return on Investment (ROR)</i> .....	176
9.4.2. <i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCF-ROR)</i> .....	176
9.5. <i>Break Even Point (BEP)</i> .....	177
9.5.1. Model Matematis .....	177
9.5.2. Metode Grafis .....	178
<b>BAB X KESIMPULAN</b> .....	181
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	182

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1.1.</b> Perbandingan Proses Pembuatan Asam Sulfamat .....	6
<b>Tabel 2.1.</b> Data Impor dan Ekspor Asam Sulfamat di Indonesia .....	14
<b>Tabel 5.1.</b> Kebutuhan Bahan Penunjuang pada Unit Utilitas.....	53
<b>Tabel 5.2.</b> Kebutuhan Air Umpan Boiler .....	53
<b>Tabel 5.3.</b> Kebutuhan Air Proses.....	54
<b>Tabel 5.4.</b> Total Kebutuhan Air .....	55
<b>Tabel 5.5.</b> Kebutuhan <i>Saturated Steam</i> .....	56
<b>Tabel 5.6.</b> Total Kebutuhan Refrigeran.....	56
<b>Tabel 5.7.</b> Kebutuhan Listrik Peralatan.....	57
<b>Tabel 5.8.</b> Total Kebutuhan Bahan Bakar .....	61
<b>Tabel 8.1.</b> Pembagian Jadwal <i>Shift</i> Kerja Karyawan .....	163
<b>Tabel 8.2.</b> Perincian Jumlah Karyawan.....	166
<b>Tabel 9.1.</b> Total Penjualan Produk .....	171
<b>Tabel 9.2.</b> Rincian Angsuran Pengembalian Pinjaman .....	173
<b>Tabel 9.3.</b> Kesimpulan Analisa Ekonomi.....	180

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2.1.</b> Diagram Alir Proses .....	21
<b>Gambar 3.1.</b> Peta Rencana Pola Ruang Kabupaten Gresik .....	23
<b>Gambar 3.2.</b> Perencanaan Tata Letak Peralatan Proses.....	27
<b>Gambar 3.3.</b> Layout Tata Letak Pabrik Pembuatan Asam Sulfamat.....	28
<b>Gambar 7.1.</b> <i>Forced Circulating Liquid Evaporator Crystallizer</i> .....	117
<b>Gambar 7.2.</b> <i>Forced Circulation Baffle Surface Cooled Crystallizer</i> .....	119
<b>Gambar 7.3.</b> <i>OSLO Evaporative Crystallizer</i> .....	120
<b>Gambar 7.4.</b> <i>OSLO Surface Cooled Crystallizer</i> .....	121
<b>Gambar 7.5.</b> <i>Jacketed Pipe Scraped Crystallizer</i> .....	122
<b>Gambar 7.6.</b> <i>Scraped Surface Crystallizer</i> .....	123
<b>Gambar 7.7.</b> <i>Batch Stirred Crystallizer Tank with Internal Cooling</i> .....	123
<b>Gambar 7.8.</b> <i>Direct Contact Refrigeration Crystallizer</i> .....	124
<b>Gambar 7.9.</b> <i>Twinned Crystallizer</i> .....	125
<b>Gambar 7.10.</b> <i>APV-Kestner Long Tube Vertical Evaporative Crystallizer</i> .....	126
<b>Gambar 7.11.</b> <i>Escher-Wyss Crystallizer</i> .....	127
<b>Gambar 7.12.</b> <i>Packed Bed Tower</i> .....	136
<b>Gambar 7.13.</b> <i>Venturi</i> .....	139
<b>Gambar 7.14.</b> <i>Spray Tower</i> .....	140
<b>Gambar 7.15.</b> <i>Tray Tower</i> .....	142
<b>Gambar 7.16.</b> <i>Bubble Column</i> .....	143
<b>Gambar 8.1.</b> Grafik Penentuan Jumlah Karyawan .....	165
<b>Gambar 8.2.</b> Struktur Organisasi Perusahaan.....	169
<b>Gambar 9.1.</b> Grafik <i>Break Even Point</i> .....	179

## DAFTAR NOTASI

### 1. TANGKI

C	= Tebal korosi yang diizinkan
D	= Diameter tangki, m
E	= Efisiensi penyambungan, <i>dimensionless</i>
He	= Tinggi head, m
Hs	= Tinggi silinder, m
Ht	= Tinggi total tangki, m
P	= Tekanan Desain, atm
S	= <i>Working stress</i> yang diizinkan, Psia
T	= Temperatur Operasi, K
V <sub>h</sub>	= Volume ellipsoidal head, m <sup>3</sup>
V <sub>s</sub>	= Volume silinder, m <sup>3</sup>
V <sub>t</sub>	= Volume tangki, m <sup>3</sup>
W	= Laju alir massa, kg/jam
ρ	= Densitas, kg/m <sup>3</sup>

### 2. HOPPER, SILO

C	= Faktor korosi, in
D	= Diameter <i>shell</i> , ft
d	= Diameter ujung konis, ft
E	= <i>Welded joint efficiency</i>
F	= <i>Allowance stress</i> , psi
h	= Tinggi silo, ft
G	= Laju Alir Massa, kg/s
g	= Percepatan Gravitasi, m/s <sup>2</sup>
P	= Tekanan, atm
T	= Temperatur, K
V <sub>t</sub>	= Volume tangki, m <sup>3</sup>
W <sub>s</sub>	= Laju alir massa, kg/jam

- $\alpha$  = *angle of repose*  
 $\rho$  = Densitas, kg/m<sup>3</sup>  
 $\theta$  = Sudut Silo/hopper

### 3. REAKTOR

- $C_{Ao}$  = konsentrasi awal umpan masuk, kmol/m<sup>3</sup>  
 $C$  = Tebal korosi yang dizinkan, atm  
 $D_K$  = Diameter katalis, cm  
 $F_{Ao}$  = Laju alir umpan, kmol/jam  
 $H_r$  = Tinggi Reaktor, m  
 $ID$  = *Inside Diameter*, m  
 $k$  = Konstanta laju reaksi, m<sup>3</sup>/kmol.s  
 $N$  = Bilangan Avogadro  
 $OD$  = *Outside Diameter*, m  
 $P$  = Tekanan, atm  
 $Q_f$  = Volumetric Flowrate Umpan  
 $Re$  = Bilangan Reynold  
 $S$  = *Working Stress* yang diizinkan, atm  
 $T$  = Temperatur. °C  
 $t$  = Tebal dinding vessel  
 $V_t$  = Volume reaktor, m<sup>3</sup>  
 $X$  = Konversi  
 $\rho$  = Densitas  
 $\sigma$  = Diameter Partikel, cm

### 4. OLEUM SCRUBBER

- $V'$  = Laju alir gas, kg/s  
 $L'$  = Laju alir liquid, kg/s  
 $F_p$  = *Packing factor*, ft<sup>2</sup>/ft<sup>3</sup>  
 $C_p$  = *Hydraulic factor*  
 $Ch$  = *Hydraulic factor*

- $\varepsilon$  = *Packing porosity*  
 $a$  = *Mass transfer surface area per unit volume. m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>*  
 $C_{s,\text{flood}}$  = *Coefficient at flooding conditions, m/s*  
 $V_{\text{GF}}$  = *Gas velocity at flood conditions, m/s*  
 $v_{\text{G}}$  = *Gas velocity, m/s*  
 $d_{\text{p}}$  = *Diameter partikel efektif, m*  
 $K_{\text{W}}$  = *Wall factor*  
 $Re_{\text{G}}$  = *Bilangan Reynold gas*  
 $\psi_0$  = *Dry packing resistance coefficient*  
 $G_{\text{L}}$  = *Kecepatan massa likuid, kg/m<sup>2</sup>s*  
 $v_{\text{L}}$  = *Kecepatan likuid, m/s*  
 $Re_{\text{L}}$  = *Bilangan Reynold likuid*  
 $a_{\text{h}}$  = *Effective specific surface area of packing, m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>*  
 $h_{\text{L}}$  = *Liquid holdup*  
 $\Delta P_{\text{o}}/Z$  = *Dry pressure drop per meter of packing height, Pa/m*  
 $\Delta P/Z$  = *Overall pressure drop per meter of packing height, Pa/m*  
 $D_{\text{AB}}^{\text{o}}$  = *Difusivitas A pada larutan, cm<sup>2</sup>/s*  
 $\mu_{\text{B}}$  = *Viskositas pelarut, cP*  
 $V_{\text{bA}}$  = *Volume molar terlarut pada titik didih normal, cm<sup>3</sup>/mol*  
 $\Phi_{\text{B}}$  = *Association factor*  
 $M_{\text{AB}}$  = *Berat molekul senyawa A dan B, g/mol*  
 $\sigma_{\text{AB}}$  = *Collision diameter A dan B, Å*  
 $\Omega_{\text{D}}$  = *Diffusion collision integral*  
 $D_{i,\text{eff}}^{\text{o}}$  = *Difusivitas efektif senyawa terlarut ke dalam campuran, cm<sup>2</sup>/s*  
 $D_{ij}^{\text{o}}$  = *Difusivitas biner senyawa terlarut ke dalam pelarut j, cm<sup>2</sup>/s*  
 $x_{\text{j}}$  = *Fraksi mol komponen j*  
 $\mu_{\text{M}}$  = *viskositas campuran, cP*  
 $\mu_{\text{j}}$  = *viskositas komponen murni, cP*  
 $G_{\text{My}(1)}$  = *Kecepatan molar gas inlet, kmol/m<sup>2</sup>s*  
 $G_{\text{My}(2)}$  = *Kecepatan molar gas outlet, kmol/m<sup>2</sup>s*  
 $G_{\text{My}}$  = *Kecepatan molar gas rata-rata, kmol/m<sup>2</sup>s*

$G_{Mx(1)}$	= Kecepatan molar likuid inlet, kmol/m <sup>2</sup> s
$G_{Mx(2)}$	= Kecepatan molar likuid outlet, kmol/m <sup>2</sup> s
$\Phi$	= <i>Distribution coefficient</i>
$K_{vG}$	= <i>Volumetric gas phase</i>
$K_{vL}$	= <i>Volumetric liquid phase</i>
$K_{y a_h}$	= <i>Overall volumetric mass transfer coefficient</i>
$H_{tOG}$	= <i>Overall volumetric mass transfer coefficient</i>
$N_{tOG}$	= <i>Overall number of gas-phase transfer units</i>
P	= Tekanan, psi
ri	= Jari-jari Tangki, in
S	= <i>Working Stress Allowable</i> , psi
E	= <i>Joint Efficiency</i>
C	= Korosi maksimum, in
t	= Ketebalan tangka, in
t <sub>h</sub>	= Tebal dinding <i>ellipsoidal head</i> , in
ID	= <i>Inside Diameter</i> , m
OD	= <i>Outside Diameter</i> , m

## 5. CRYSTALLIZER

Dt	= Diameter Tangki, m
R	= Jari-Jari Tangki, m
Hs	= Tinggi Silinder, m
He	= Tinggi Ellipsoidal, m
H <sub>L</sub>	= Tinggi Liquid, m
Di	= Diameter <i>impeller</i> , m
Wb	= Lebar <i>baffle</i> , m
Ts	= Tebal Tangki, m
P	= Tekanan desain, psi
C	= <i>Corrosion allowance</i> , in
S	= <i>Working stress</i> , psi
E	= Efisiensi penyambungan

OD	= <i>Outside diameter</i> , m
N	= Kecepatan putaran kritis (rps)
S	= <i>Shape factor</i>
V	= <i>Kinematic viscosity</i> , m <sup>3</sup> /s
D <sub>p</sub>	= Diameter partikel rata-rata, m
g	= Percepatan gravitasi, m/s <sup>2</sup>
Δρ	= Selisih densitas solid-liquid, kg/m <sup>3</sup>
ρ	= Densitas campuran solid-liquid, kg/m <sup>3</sup>
k	= <i>Thermal conductivity</i> campuran, btu/ft.h
C <sub>p</sub>	= <i>Heat capacity</i> campuran, Kj/kmol.K
μ	= Viskositas campuran, lb/ft.h
N <sub>Re</sub>	= Bilangan Reynold
N <sub>Pr</sub>	= Bilangan Prandlt
H <sub>i</sub>	= Koefisien perpindahan Panas
U <sub>c</sub>	= Koefisien <i>Clean Overall</i> , btu/hr.ft <sup>2</sup> F
U <sub>d</sub>	= Koefisien <i>Design Overall</i> , btu/hr.ft <sup>2</sup> F
T <sub>1</sub>	= Temperatur fluida panas masuk, °F
T <sub>2</sub>	= Temperatur fluida panas keluar, °F
t <sub>1</sub>	= Temperatur fluida dingin masuk, °F
t <sub>2</sub>	= Temperatur fluida dingin keluar, °F
LMTD	= <i>Logaritmic Mean Temperature Difference</i> , °F
Q	= Kalor perpindahan panas, Btu/jam
A	= Area petukaran panas, ft <sup>2</sup>
m	= Laju Refrigeran, kg/jam
t	= Tebal jaket, m

## 6. CENTRIFUGE

P	= Tekanan, atm
ρ	= Densitas fluida, lb/ft <sup>3</sup>

## 7. MIXING TANK

C	= Korosi yang diizinkan, m
E	= Efisiensi pengelasan, <i>dimensionless</i>
S	= <i>Working stress</i> yang diizinkan, psi
$D_t$	= Diameter tanki, m
$D_i$	= Diameter pengaduk, m
$H_i$	= Tinggi pengaduk dari dasar tanki
$H_1$	= Tinggi pengaduk
W	= Lebar daun impeller
L	= Panjang daun impeller
$V_s$	= Volume silinder, $m^3$
$V_e$	= Volume elipsoidal, $m^3$
$t_h$	= Tebal tanki, m
$N_t$	= Jumlah pengaduk
P	= Densitas liquid
$\mu$	= <i>Viscosity</i> , Cp
$t_m$	= waktu pengadukan, menit

## 8. ROTARY DRYER, ROTARY COOLER

$C_p$	= Kapasitas panas udara, kkal/kg $^{\circ}$ C
D	= Diameter <i>dryer</i> , m
F	= Jumlah sayap
$G_s$	= Jumlah udara yang digunakan, lb/jam
L	= Panjang <i>dryer</i> , m
$L_f$	= Panjang <i>flight</i>
N	= Jumlah putaran
P	= <i>Power dryer</i> , HP
$S_s$	= Jumlah produk yang dikeringkan, lb/jam
$t_1$	= Temperatur umpan masuk, $^{\circ}$ F
$t_2$	= Temperatur umpan keluar, $^{\circ}$ F
$t_w$	= Temperatur <i>wet bulb</i> , $^{\circ}$ F

- $T_{G1}$  = Temperatur udara masuk, °F  
 $T_{G2}$  = Temperatur udara keluar, °F  
 $U_d$  = Overall heat transfer area, lb/ft<sup>2</sup>jam  
 $\theta$  = Time of retention, jam

## 9. HEATER, COOLER, CHILLER

- $A$  = Area perpindahan panas, ft<sup>2</sup>  
 $C$  = Clearance antar tube, in  
 $D$  = Diameter dalam tube, in  
 $D_e$  = Diameter ekivalen, in  
 $f$  = Faktor friksi, ft<sup>2</sup>/in<sup>2</sup>  
 $G_s$  = Laju alir massa fluida pada shell, lb/jam.ft<sup>2</sup>  
 $G_t$  = Laju alir massa fluida pada tube, lb/jam.ft<sup>2</sup>  
 $g$  = Percepatan gravitasi  
 $h$  = Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F  
 $h_i, h_{io}$  = Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar tube  
 $jH$  = Faktor perpindahan panas  
 $k$  = Konduktivitas termal, Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F  
 $L$  = Panjang tube, pipa, ft  
 $LMTD$  = Logarithmic Mean Temperature Difference, °F  
 $N_t$  = Jumlah tube  
 $P_T$  = Tube pitch, in  
 $\Delta P_r$  = Return drop shell, Psi  
 $\Delta P_s$  = Penurunan tekanan pada shell, Psi  
 $\Delta P_t$  = Penurunan tekanan tube, Psi  
 $ID$  = Inside Diameter, ft  
 $OD$  = Outside Diameter, ft  
 $\Delta P_T$  = Penurunan tekanan total pada tube, Psi  
 $Q$  = Beban panas pada heat exchanger, Btu/jam  
 $R_d$  = Dirt factor, Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F  
 $Re$  = Bilangan Reynold, dimensionless

$s$	= <i>Specific gravity</i>
$T_1, T_2$	= 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
$U_c, U_d$	= <i>Clean overall, 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
$\mu$	= <i>Viscosity</i> , cp

## 10. 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>
$Art, a$	= Luas area radian <i>section</i> , luas <i>tube</i> , ft <sup>2</sup>
$\epsilon$	= Emisivitas
$F$	= Faktor seksi konveksi
$G$	= Mass velocity pada minimum <i>cross section</i> , lb/s.ft <sup>2</sup>
$L$	= Panjang <i>tube</i> , ft
$L_{beam}$	= <i>Mean beam length</i> , ft
$N_t$	= Jumlah <i>tube</i>
$OD$	= Diameter luar <i>tube</i> , in
$Q_n$	= <i>Net heat release</i> , Btu/jam
$q_L$	= <i>Tube heat loss</i>
$q_r$	= Radian <i>duty</i> , Btu/jam
$t_f, t_t$	= Temperatur fluida, temperatur dinding, °F
$\rho_g$	= Densitas <i>fuel gas</i> , lb/ft <sup>3</sup>

## 11. BLOWER

$A$	= Luas permukaan <i>blower</i> , ft <sup>2</sup>
$D_{opt}$	= Diameter optimum pipa, in

P	= Tekanan <i>blower</i> , in H <sub>2</sub> O
Q	= Debit volumetrik, ft <sup>3</sup> /jam
W <sub>s</sub>	= Laju alir massa, kg/jam
V	= Kecepatan udara, ft/detik
ρ	= Densitas, kg/m <sup>3</sup>

## 12. POMPA

A	= Area alir pipa, in <sup>2</sup>
BHP	= <i>Brake Horse Power</i> , HP
D <sub>i opt</sub>	= Diameter optimum pipa, in
E	= <i>Equivalent roughness</i>
f	= Faktor friksi
FK	= Faktor keamanan
g <sub>c</sub>	= Percepatan gravitasi, ft/s <sup>2</sup>
Gpm	= <i>Gallon per menit</i>
H <sub>f suc</sub>	= Total friksi pada <i>suction</i> , ft
H <sub>f dis</sub>	= Total friksi pada <i>discharge</i> , ft
H <sub>fs</sub>	= <i>Skin friction loss</i>
H <sub>fsuc</sub>	= Total <i>suction friction loss</i>
H <sub>fc</sub>	= <i>Sudden Contraction Friction Loss</i> (ft lb <sub>m</sub> /lb <sub>f</sub> )
H <sub>fe</sub>	= <i>Sudden expansion friction loss</i> (ft lb <sub>m</sub> /lb <sub>f</sub> )
ID	= <i>Inside diameter</i> pipa, in
K <sub>C</sub> , K <sub>S</sub>	= <i>Contraction, expansion loss contraction</i> , ft
L	= Panjang pipa, ft
L <sub>e</sub>	= Panjang ekuivalen pipa, ft
NPSH	= <i>Net positive suction head</i> (ft)
N <sub>Re</sub>	= Reynold number, <i>dimension less</i>
P <sub>Vp</sub>	= Tekanan uap, Psi
Q <sub>f</sub>	= Laju alir volumetrik
V <sub>f</sub>	= Kapasitas pompa, lb/jam
V	= Kecepatan alir

$\Delta P$  = Beda tekanan, Psi

### 13. COMPRESSOR

Cfm = *Cubic feed* per menit

k = *Spesific heat*

$N_s$  = Jumlah *stage*

$P_w$  = Power yang dibutuhkan, HP

P = Tekanan, Psi

Rc = Ratio Pout/Pin, *dimensionless*

$R_{ct}$  = ratio kompresi per *stage*, *dimensionless*

W = Laju feed

$\rho_v, \rho_l$  = Densitas gas, liquid,  $\text{kg/m}^3$

## DAFTAR LAMPIRAN

<b>LAMPIRAN 1 PERHITUNGAN NERACA MASSA .....</b>	<b>186</b>
<b>LAMPIRAN 2 PERHITUNGAN NERACA PANAS .....</b>	<b>247</b>
<b>LAMPIRAN 3 SPESIFIKASI PERALATAN .....</b>	<b>305</b>
<b>LAMPIRAN 4 PERHITUNGAN EKONOMI.....</b>	<b>689</b>

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1. Latar Belakang**

Pergerakan ekonomi nasional dan peningkatan devisa suatu negara dapat dicapai dengan meningkatkan manufaktur industri salah satunya adalah industri kimia. Perkembangan industri kimia sampai saat ini mampu memberikan kontribusi signifikan terhadap upaya pemerintah meningkatkan kesejahteraan di berbagai sektor. Hal ini dapat dibuktikan karena penggunaan produk industri kimia yang dapat memasok kebutuhan bahan baku di manufaktur industri lainnya. Ditinjau dari karakteristiknya, industri kimia digolongkan sebagai sektor yang padat teknologi, padat modal, dan membutuhkan banyak asupan energi sehingga sangat berpengaruh pada daya saing (Kemenperin RI, 2019). Berdasarkan hal tersebut, industri kimia perlu diperkuat dengan meningkatkan kapasitas produksinya sehingga dapat menciptakan industri manufaktur yang dapat bersaing dalam kancah internasional.

Peningkatan kapasitas produksi dari industri kimia dapat dilakukan pada produk kimia dasar yang masih berstatus impor serta produksi dalam negeri yang masih belum tercukupi. Produk kimia dasar memiliki peran yang signifikan dalam memenuhi kebutuhan bahan baku di segala industri manufaktur seperti industri makanan dan minuman, farmasi, elektronik, dan otomotif (Kemenperin RI, 2018). Berbagai macam bahan kimia dasar di Indonesia masih diimpor dari luar negeri dan produksi di dalam negeri masih minim. Hal ini dibuktikan dengan data impor Badan Pusat Statistik yang mengalami peningkatan pada tahun 2020 sebesar 6,18% untuk bahan kimia non-migas. Berdasarkan hal tersebut, peningkatan kapasitas produksi pada bahan kimia dasar merupakan langkah yang tepat untuk menunjang pemenuhan kebutuhan di industri kimia dan industri manufaktur lainnya.

Salah satu industri kimia dasar yang perlu ditingkatkan produksinya adalah pendirian pabrik Asam Sulfamat. Asam Sulfamat merupakan bahan kimia dasar yang sering digunakan pada industri logam dan kerami, industri petrokimia, industri elektrokimia, industri serat dan kertas, serta banyak digunakan pada industri yang

mebutuhkan proses sulfonasi. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, kebutuhan impor Asam Sulfamat di Indonesia masih meningkat hingga tahun 2020 dengan jumlah mencapai 419,82 kg. Hal ini menunjukkan bahwa kebutuhan Asam Sulfamat di Indonesia cukup tinggi dan masih bergantung pada produk impor.

Ketergantungan terhadap produk impor dan produksi Asam Sulfamat dalam negeri yang belum cukup, diharapkan dengan berdirinya pabrik Asam Sulfamat, dapat meningkatkan kapasitas produksi dan mencukupi kebutuhan Asam Sulfamat di Indonesia. Pendirian pabrik Asam Sulfamat ini juga diharapkan menjadi urgensi yang tepat sasaran dalam meningkatkan pertumbuhan berbagai sektor manufaktur lain yang membutuhkan bahan baku Asam Sulfamat. Selain itu, dapat menjadikan Indonesia sebagai negara eksportir dan dapat bersaing secara global.

## **1.2. Sejarah dan Perkembangan Asam Sulfamat**

Asam sulfamate merupakan salah satu jenis asam anorganik kuat yang pada kondisi ruang tersedia dalam bentuk padatan kristal. Asam sulfamat sudah dipersiapkan dan dirancang pada tahun 1838, tetapi belum dilakukan isolasi dan diidentifikasi (Cupery, 1938). Kemudian tahun 1878, Berglund yang merupakan seorang ilmuwan dari Britania Raya melakukan penelitian mengenai asam dan kadar garamnya. Berglund menciptakan Asam Sulfamat dengan menghidrolisis garam Iminodisulfonat dan asam encer, kemudian memisahkan Barium Sulfamat yang larut dalam larutan asam tersebut. Berbagai macam proses sintesa Asam Sulfamat lainnya kemudian mulai dikembangkan pada skala laboratorium. Proses pembuatan Asam Sulfamat mulai menjadi perhatian dari waktu ke waktu.

Tahun berikutnya perkembangan proses pembuatan Asam Sulfamat mulai meningkat di Benua Eropa khususnya di Negara Jerman, dan mulai dilakukan produksi dalam skala komersil. Proses baru pembuatan Asam Sulfamat mulai ditemukan dengan melakukan sintesa Urea dan *fuming sulfuric acid* atau yang dikenal dengan Oleum (Cupery, 1938). Proses terbaru urea dilarutkan dalam Asam Sulfat dingin yang dibuat berlebih. Oleum yang mengandung sejumlah Sulfur Trioksida selanjutnya ditambahkan dalam proses. Selama reaksi berlangsung, Karbon Dioksida terbentuk dan Asam Sulfamat mulai terbentuk dalam larutan tersebut. Produk kemudian difiltrasi dan dipurifikasi dengan rekristalisasi.

Reagen yang dibutuhkan pada proses pembuatan Asam Sulfamat banyak didapatkan dalam jumlah yang tidak terbatas. Hal ini dapat memudahkan perkembangan produksi Asam Sulfamat sebagai industri penghasil bahan baku kimia dasar. Perkembangan industri Asam Sulfamat selanjutnya mulai mengalami peningkatan karena sejumlah manfaat yang dapat diperoleh dari produk tersebut. Asam sulfamat dalam perkembangannya banyak digunakan sebagai agen pembersih dalam industri keramik dan sipil, zat pembersih dalam industri petrokimia, sebagai agen dalam industri pelapisan listrik dan pemolesan elektro-kimia, serta sebagai agen pengemulsi aspal, etsa, pewarna, dan pigmen (Li, 2018).

Selain digunakan sebagai agen pembersih, Asam Sulfamat juga digunakan dalam industri yang membutuhkan proses sulfonasi, sebagai zat pewarna dan pemutih dengan efisiensi yang tinggi, sebagai zat anti bakar pada serat dan kertas, dan sebagai *softener* dan agen anti buih. Dalam industri kertas, Asam Sulfamat juga digunakan sebagai agen pemutih serat dan sebagai agen *anti-stripping* dalam proses pemasakan kayu untuk mengurangi sejumlah rantai serat (Li, 2018).

### **1.3. Macam-Macam Proses Pembuatan**

#### **1.3.1. Reaksi Urea dengan Asam Sulfat dan Sulfur Trioksida**

Proses pembentukan produk asam sulfamat yang telah umum digunakan adalah reaksi dari urea dan oleum (larutan asam sulfat yang didalamnya terkandung sulfur trioksida). Proses dari bahan baku urea dan oleum telah dijelaskan pada US Patent No. 2191754. Reaksi urea dengan oleum dapat dilakukan pada suhu 40-50 °C dengan konsentrasi oleum berkisar pada 20-28% dan rasio mol sulfur trioksida terhadap urea berkisar 1,25:1 sampai 1,8:1 dengan waktu sekitar 10-30 jam. Reaksi pada proses ini merupakan reaksi eksotermis, perbandingan sulfur trioksida dengan urea dan konsentrasi oleum yang tepat dapat menguntungkan pada produk akhir. Pengadukan dalam reaksi perlu dilakukan dengan tidak terlalu cepat untuk menghindari terjadinya kemampuan penyaringan produk yang menurun. Konsentrasi oleum 28% telah mencapai maksimum untuk hasil terbaik pada batas waktu dan suhu tertentu, karena konsentrasi yang lebih besar dapat menyebabkan reaksi sangat eksotermis dan berlangsung terlalu cepat serta pembentukan produk samping yang berlebih. Reaksi yang terjadi pada proses ini sebagai berikut:

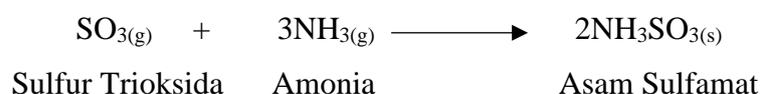


Berdasarkan pada AU Patent No. 2018102002A4 merupakan pengembangan terbaru dari reaksi antara urea dan oleum. Tahapan proses yang terjadi adalah proses reaksi antara urea dan oleum pada suhu 60-65°C di dalam reaktor yang disertai pengadukan. Produk utama pada reaksi adalah asam sulfamat dan produk samping yang dihasilkan adalah karbon dioksida, reaksi akan berhenti jika karbon dioksida tidak dihasilkan kembali. Proses kristalisasi terjadi didalam *crystallizer* dengan menggunakan natrium sulfat sebagai pelarut dan *brine ice* sebagai pendingin. Produk yang telah mengkristal dilakukan pemisahan menggunakan centrifuge menghasilkan *crude sulfamic acid*.

Proses permunian dilakukan kembali menggunakan teknik rekristalisasi dengan tahap awal melarutkan *crude sulfamic acid* di dalam air dengan suhu 80°C. Larutan yang dihasilkan kemudian dimasukkan ke dalam *recrystallizer* dengan etanol sebgai pelarut. Produk dari *recrystallizer* dilakukan pemisahan kembali menggunakan *centrifuge* yang kemudian akan dikeringkan. Produk yang telah dikeringkan akan menghasilkan asam sulfamat dengan kemurnian lebih tinggi.

### 1.3.2. Reaksi Sulfur Trioksida dan Amonia

Berdasarkan US Patent No. 4107279 menjelaskan proses pembentukan asam sulfamat dari sulfur trioksida dan amonia. Produk dari hasil reaksi akan berbentuk lelehan dan ditambahkan asam mineral seperti asam nitrat sebagai proses purifikasi. Proses yang terjadi adalah amonolisis yaitu sulfur trioksida bereaksi dengan amonia pada suhu sekitar 200-220°C dan pada tekanan 6-10 atm akan menghasilkan produk asam sulfamat. Reaksi yang terjadi antara sulfur trioksida dan amonia pada proses ini dapat dilihat sebagai berikut :





**Tabel 1.1.** Perbandingan Proses pada Pembentukan Asam Sulfamat

<b>No.</b>	<b>Bahan Baku</b>	<b>Kondisi Operasi</b>	<b>Kemurnian</b>	<b>Persediaan Bahan Baku</b>	<b>Kelebihan dan Kekurangan</b>
1	Urea dengan Asam Sulfat dan Sulfur Trioksida	T = 40-60°C P = 1 atm	Kemurnian >99,00%	Tersedia di Indonesia	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Suhu dan tekanan operasi pada proses relatif rendah</li> <li>• Kemurnian yang dihasilkan cukup tinggi</li> <li>• Bahan baku mudah didapatkan dan tersedia di Indonesia</li> <li>• Tahapan proses yang sederhana dan dapat dengan mudah untuk dilakukan</li> </ul>
2	Sulfur Trioksida dan Amonia	T = 200-220°C P = 6-10 atm	Kemurnian = 99,70%	Tersedia di Indonesia	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Penggunaan bahan baku dengan fase gas sehingga suhu dan tekanan operasi pada keadaan yang sangat tinggi</li> <li>• Reaksi akan sangat eksotermis karena suhu dan tekanan yang tinggi</li> <li>• Kemurnian yang dihasilkan cukup tinggi</li> <li>• Bahan baku sulfur trioksida perlu dilakukan proses tambahan karena ketidakterersediaan pabrik sulfur trioksida di Indonesia</li> </ul>

3	Asam Klorosulfonat dan Amonia	-	-	Asam Klorosulfonat Tidak Tersedia di Indonesia	<ul style="list-style-type: none"><li>• Bahan baku untuk asam klorosulfonat belum tersedia di Indonesia</li><li>• Keterangan kondisi operasi dan konversi serta kemurnian tidak tersedia</li><li>• Tidak ada pengembangan proses terbaru mengenai reaksi ini</li></ul>
---	----------------------------------	---	---	--	--

---

Berdasarkan dari tabel perbandingan proses pembentukan asam sulfamat yang tertera pada Tabel 1.1 menunjukkan bahwa proses yang tepat untuk dijadikan referensi pendirian pabrik adalah proses 1 dari AU Patent No. 2018102002A4, 6 Desember 2018. Maka dari itu, proses 1 yang menggunakan bahan baku urea dan asam sulfat serta sulfur trioksida dipilih untuk referensi dalam tugas Pra-Rencana Pabrik Pembuatan Asam Sulfamat.

## 1.4. Sifat Fisika dan Kimia

### 1.4.1. Urea

- Sifat Fisika

Rumus Molekul	: $\text{CH}_4\text{N}_2\text{O}$
Berat Molekul	: 60,0560 kg/kmol
Fase	: Solid
Berat Jenis	: 1,3230 $\text{g}/\text{cm}^3$
Titik Leleh	: 133,3000°C
$\Delta H_{f(298)}$	: -333,1000 kJ/mol
$\Delta H_{fus(298)}$	: 13,9000 kJ/mol
Penampilan	: Kristal putih

- Sifat Kimia

Mudah larut dalam air dan sangat mudah menyerap air (higroskopis) sehingga perlu disimpan di tempat yang kering dan tertutup rapat.

(Lide, 2003)

### 1.4.2. Oleum

- Sifat Fisika

Rumus Molekul	: $\text{H}_2\text{S}_2\text{O}_7$
Berat Molekul	: 98,0820 kg/kmol
Fase	: Liquid
Berat Jenis	: 1,9100 – 1,9700 $\text{g}/\text{cm}^3$
Viskositas	: 18 cP
Titik Leleh	: 35°C
Titik Didih	: 140°C
$\Delta H_{sol(298)}$	: -75,6467 KJ/mol

- Sifat Kimia

Merupakan oksidan kuat, mudah terdekomposisi saat panas, korosif, bereaksi dengan bahan yang mudah terbakar, mereduksi bahan organik.

(Poling dkk, 2008 dan U.S. Coast Guard, 1999)

### 1.4.3. Natrium Sulfat

- Sifat Fisika

Rumus Molekul	: $\text{Na}_2\text{SO}_4$
Berat Molekul	: 142,0440 kg/kmol
Berat Jenis	: 2,0690 g/cm <sup>3</sup>
Titik Leleh	: 884°C
Kapasitas Panas	: -201,0 J/mol.K
$\Delta H_{f(298)}$	: -1389,5000 kJ/mol
$\Delta G_{f(298)}$	: -1268,4000 kJ/mol
Penampilan	: Solid
Kelarutan	: 28,1 g/100 g H <sub>2</sub> O

- Sifat Kimia

Merupakan sulfat ionic yang terikat secara elektrostatis, tidak mudah reaktif terhadap zat pengoksidasi atau pereduksi, pada suhu tinggi dapat terkonversi menjadi natrium sulfida.

(Lide, 2003)

### 1.4.4. Air

Rumus Molekul	: H <sub>2</sub> O
Berat Molekul	: 18,0200 kg/kmol
Fase	: Liquid
Berat Jenis	: 0,9980 g/cm <sup>3</sup> (293 K)
Viskositas	: 0,00796 cP (30°C)
Titik Didih	: 100°C
Titik Beku	: 0°C
$\Delta H_{f(298)}$	: -245.000 kJ/kmol
Temperatur kritis	: 647,3000 °K
Tekanan kritis	: 221,2000 bar
Tekanan Uap	: 30 mmHg
Kalor penguapan	: 40,6560 KJ/mol

(Poling dkk, 2008)

### 1.4.5. Etanol

- Sifat Fisika

Rumus Molekul	: $C_2H_6O$
Berat Molekul	: 46,0680 kg/kmol
Fase	: Liquid
Berat Jenis	: 0,7893 g/cm <sup>3</sup>
Viskositas	: 0,01 cP (30°C)
Titik Didih	: 78,2900°C
Titik Beku	: -114,1400°C
$\Delta H_{f(298)}$	: -234,8000 kJ/mol
$\Delta G_{f(298)}$	: -167,8740 kJ/mol
Titik Didih Kritis	: 514°C
Tekanan Kritis	: 6,1370 MPa
Tekanan Uap	: 30,23 mmHg

- Sifat Kimia

Bersifat mudah terbakar, mudah larut dalam air dan merupakan pelarut yang baik, serta mudah menguap.

(Lide, 2003)

### 1.4.6. Asam Sulfamat

- Sifat Fisika

Rumus Molekul	: $H_2NSO_3H$
Berat Molekul	: 97,0950 kg/kmol
Fase	: Solid
Berat Jenis	: 2,1500 g/cm <sup>3</sup>
Titik Leleh	: 205°C
Spesifik Gravity	: 2,0300
pH	: 1,2 (10 g/l, H <sub>2</sub> O)
Penampilan	: Kristal Putih
Suhu penyimpanan	: +30°C
Kelarutan	: 213 g/l (20°C)

- Sifat Kimia

Merupakan senyawa berwarna putih, tidak mudah menguap, tidak higroskopis, tidak berbau, dan cenderung stabil. Asam sulfamat larut dalam air dan membentuk larutan asam kuat, mudah terhidrolisis pada suhu tinggi.

(Lide, 2003 dan Poling dkk, 2008)

## DAFTAR PUSTAKA

- Badan Perencanaan Pembangunan, Penelitian, dan Pengembangan Daerah Kabupaten Gresik. 2011. *Rencana Tata Ruang Wilayah Kabupaten Gresik Tahun 2010-2030*. Perda Nomor 8 Tahun 2011. Pemerintah Kabupaten Gresik.
- Badan Pusat Statistika. 2020. *Kebutuhan Impor Asam Sulfamat 2020*. (Online). <https://bps.go.id/exim>. (Diakses pada tanggal 09 April 2021).
- Badan Pusat Statistika. 2020. *Proyeksi Jumlah Penduduk Menurut Kelompok Umur Kabupaten Gresik*. (Online). <https://gresikkab.bps.go.id/statictable/2020/03/20/113/proyeksi-jumlah-penduduk-menurut-kelompok-umur-kabupaten-gresik-2010-2020-proyeksi-hasil-sp2010-.html>. (Diakses pada tanggal 11 April 2021).
- Bappeda Jatim. 2021. *Rencana Kerja Pemerintah Daerah*. BAPPEDA Jatim: Jawa Timur.
- Benitez, J. 2009. *Mass Transfer Operations 2<sup>th</sup> Edition*. Hoboken, New Jersey: John Wiley and Sons.
- Coelf, M. dan Antonietti, M. 2008. *Mesocrystals and Nonclassical Crystallization*. Inggris: John Willey and Sons Ltd.
- Coulson, J.M. dan Richardson, J.F. 1993. “*Chemical Engineering*” 6 ed, vol.1. Japan: Pergamon Press.
- Cupery, M. 1938. Sulfamic Acid A New Industrial Chemical. *Industrial and Engineering Chemistry*. 30(6): 627-631.
- Cyntia, Rizky F., Ornastya P.W., dan Ahmad A.W. 2015. *Crystallizer*. Universitas Muhammadiyah: Surakarta.
- Evans, J. E., dan Lobo, W. E. 1939. *Heat Transfer in the Radiant Section of Petroleum Heaters*. New York: Kellogg Company.
- Geankoplis, C. J., Hersel, A. A. Lepek, D. H. 2018. *Transport Processes and Separation Process Principles 5<sup>th</sup> Edition*. Upper Saddle River, New Jersey: Prentice Hall.
- Harry-Ngei, N., Ubong, I., dan Ede, P. N. 2019. A Review of the Scrubber as a Tool for the Control of flue Gas Emissions in a Combustion System. *European Journal of Engineering and Technology Research*, 4(11), 1-4.

- Holland, F. dan Bragg, R. 1995. *Fluid Flow for Chemical Engineers 2<sup>th</sup> Edition*. British: Butterworth-Heinemann.
- Holland, F. A. dan Chapman, F. S., 1966. *Liquid Mixing and Processing in Stirred Tank. 1<sup>st</sup> ed.* London: Reinhold Publishing Co-Chapman and Hall, Ltd.
- Ismail, S. 1999. *Alat Industri Kimia*. Inderalaya: Universitas Sriwijaya.
- Jiang, M. dan Braatz, R. D. 2019. Designs of Continuous-Flow Pharmaceutical Crystallizers: Developments and Practice. *CrystEngComm*. 21: 3534-3551.
- Joback, K. G., & Reid, R. C. 1987. Estimation of Pure-Component Properties from Group-Contributions. *Chemical Engineering Communications*, 57(1-6), 233-243.
- Kemenperin Republik Indonesia. 2018. *Kemenperin Prioritaskan Pengembangan Sektor Kimia Masuk Industri 4.0*. (Online). <https://kemenperin.go.id/artikel/21103/Pemerintah-Pacu-Industri-Kimia-Jadi-Penggerak-Ekonomi-Nasional>. (Diakses pada tanggal 09 April 2021).
- Kemenperin Republik Indonesia. 2019. *Pemerintah Pacu Industri Kimia Jadi Pergerakan Ekonomi Nasional*. (Online). <https://kemenperin.go.id/artikel/21103/Pemerintah-Pacu-Industri-Kimia-Jadi-Penggerak-Ekonomi-Nasional>. (Diakses pada tanggal 09 April 2021).
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill Book, Co.
- Kramer, H. J. M. dan Lakerveld, R. 2019. Selection and Design of Industrial Crystallizers (Handbook of Industrial Crystallization). United Kingdom: Cambridge University Press.
- Levenspiel, O. 1999. *Chemical Reaction Engineering 3<sup>rd</sup> Edition*. Oregon: John Wiley and Sons.
- Li, Chen. 2018. Sulfonating Agent Sulfamic Acid Production Plant. *Australian Patent Office*. AU2018102002A4.
- Lide, D. R. 2003. *Handbook of Chemistry and Physics Ed. 84<sup>th</sup>*. US: CRC Press.
- Maulana, Y.S. 2018. Analisis Faktor-Faktor yang Mempengaruhi Pemilihan Lokasi Pabrik PT. Sung Chang Indonesia Cabang Kota Banjar. *Jurnal Ilmiah ADBIS*. 2(2): 211-221.
- McCabe, W., Smith, J. C., dan Harriot, P. 1993. *Unit Operation of Chemical Engineering*. United States of America: McGraw Hill Book, Co.

- Mc. Ketta dan John. 1983. *Encyclopedia Chemical Process and Design*. New York: Marchell Dekker Inc.
- Megyesy, E. F. 2001. *Pressure Vessel Handbook 12<sup>th</sup> Edition*. Oklahoma: University of Tulsa.
- Newnan, D. G., Eschenbach, T. G., Lavelle, J. P. *Engineering Economic Analysis 11<sup>th</sup> Edition*. Oxford, New York: Oxford University Press, Inc.
- Perry, R. H. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7<sup>th</sup> Edition*. United States of America. The McGraw Hill Companies.
- Peters, M. S., dan Timmerhauss, H. C. 1991. "*Plant Design and Economics for Chemical Engineering* ", 4<sup>th</sup> Ed. Tokyo: Mc. Graw Hill.
- Poling, B. E., Thomson, G. H., Friend, D. G., Rowley, R. L., dan Wilding, W. V. 2008. *Perry's Chemical Engineers' Handbook. Ed. 8<sup>th</sup>*. United State: McGraw-Hill Companies, Inc.
- PT. Timuraya Tunggal. 2015. *Kapasitas Produksi PT. Timuraya Tunggal*. (Online). <https://www.timuraya.com>. (Diakses pada tanggal 11 April 2021).
- Schiffner, K. C., dan Hesketh, H. E. 1996. *Wet Scrubbers 2<sup>th</sup> Edition*. New York: CRC Press.
- Setijasa, H. 2015. Perancangan Tata Letak Peralatan Pabrik Pengisian LPG. *ORBITH*. 11(2):143-146.
- Sinnott, R. K. 2005. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4<sup>th</sup> Edition*, Volume 6. (Hal. 322: Heat Capacities of the Element). Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Smith, J. M. 1982. *Chemical Engineering Kinetics 2<sup>nd</sup> Edition*. New York: McGraw Hill Book Company.
- Speight, J. G. 2019. *6-History Of Gas Processing. Natural Gas, 2<sup>th</sup> Edition*. Boston : Gulf Professional Publishing.
- Surdiansyah, Eko, A., dan Radityo P. P. 2012. *Evaporator dan Kristalisator*. Universitas Negeri Malang: Malang.
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 13 Tahun 2003. Tentang Ketenagakerjaan. (Online). [http://www.kemenperin.go.id/kompetensi/UU\\_13\\_2003.pdf](http://www.kemenperin.go.id/kompetensi/UU_13_2003.pdf). (Diakses pada Tanggal 24 April 2021).

- UNEP. 2005. *Energy Efficiency Guide for Industry in Asia*. (Online). Energyefficiencyasia.org. (Diakses pada tanggal 20 April 2021).
- The Engineering Toolbox. 2021. *Engineering ToolBox*. (Online). <https://www.engineeringtoolbox.com/>. (Diakses pada 20 April 2021).
- Treybal, R. E. 1980. *Mass Transfer Operations*. New York: McGraw-Hill Book Co.
- U.S. Coast Guard. 1999. *Chemical Hazard Response Information System (CHRIS) – Hazardous Chemical Data*. Commandt Instruction 16465.12C. Washington, D.C.: U.S. Government Printing Office.
- Ulrich, G. G. 1984 *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Willey and Sons.
- 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 Education
- Zahran, A. A., Ibrahim, M. I., Ramadan, A. E. D., & Ibrahim, M. M. 2018. Air Quality Indices, Sources and Impact on Human Health of PM 10 and PM 2.5 in Alexandria Governorate, Egypt. *Journal of Environmental Protection*, 9(12), 1237.
- Zarzycki, R., dan Chacuk, A. 2013. *Absorption: Fundamentals and Applications*. Oxford, UK: Pergamon Press.
- Zumdahl, S. S. 2009. *Chemical Principles 6th Ed*. Boston, MA: Houghton Mifflin Company.