

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA SODIUM
SIKLAMAT DARI SIKLOHEKSILAMIN, ASAM
KLOROSULFONAT, DAN NAOH KAPASITAS 10.204
TON/TAHUN**

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia



Oleh:

Nama : Diya Ayu Putri Utami

NIM : 19521119

Nama : Diah Ayu Setianingrum

NIM : 19521159

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA 2023**

LEMBAR PENGESAHAN KEASLIAN HASIL
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA SODIUM SIKLAMAT DARI
SIKLOHEKSIL AMIN, ASAM KHLOROSULFONAT, DAN NaOH
KAPASITAS 10.204 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Diya Ayu Putri Utami

Nama : Diah Ayu Setianingrum

NIM : 19521119

NIM : 19521159

Yogyakarta, 5 September 2023

Menyatakan bahwa naskah Pra Rancangan Pabrik ini sudah ditulis berdasarkan kaidah ilmiah. Jika terdapat unsur plagiasi maka kami menanggung sesuai peraturan yang berlaku. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penyusun I

Penyusun II



Diya Ayu Putri Utami

19521119

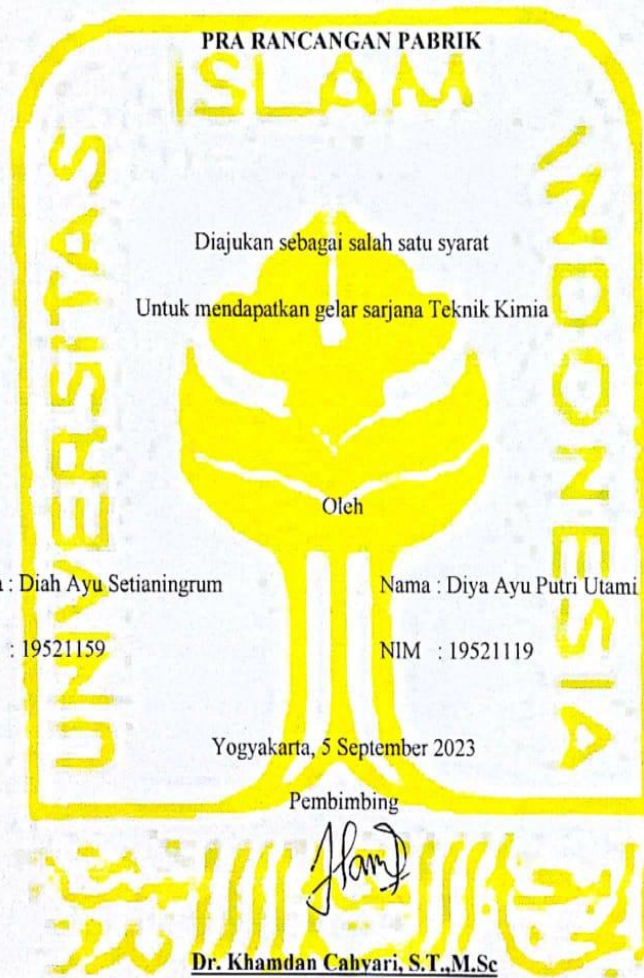


Diah Ayu Setianingrum

19521159

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA SODIUM SIKLAMAT DARI SIKLOHEKSIL AMIN, ASAM KLOSULFONAT, DAN NAOH KAPASITAS 10.204 TON/TAHUN



LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA SODIUM SIKLAMAT DARI SIKLOHEKSIL AMIN, ASAM KHLOOROSULFONAT, DAN NaOH KAPASITAS 10.204 TON/TAHUN

Oleh :

Nama : Diya Ayu Putri Utami

Nama : Diah Ayu Setianingrum

NIM : 19521119

NIM : 19521159

Telah Dipertahankan Didepan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat Untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, 12 September 2023

Tim Penguji

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., MT.
Ketua

Umi Rofiqah, S.T., M.T.
Anggota 1

Venitalitya Alethea Sari Agustia, S.T., M.Eng.
Anggota 2



Mengetahui

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Sholch Ma'mun, S.T., M.T., Ph.d

KATA PENGANTAR

Bismillahirrahmannirrahim

Assalamu'alaikum Warahmatullahi' wabarakatuh

Alhamdulillah rabbil'alamin, puji syukur senantiasa terucap kehadiran Allah Swt yang telah memberikan segala nikmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas prarancangan pabrik kimia dengan baik. Sholawat dan Salam semoga selalu dilimpahkan oleh Allah SWT kepada junjungan kita Nabi Besar Muhammad SAW beserta keluarga dan para sahabat, karena dengan syafaatnya kita dapat hijrah dari zaman jahiliyah menuju ke zaman ilmu pengetahuan seperti sekarang ini.

Tugas prarancangan pabrik kimia ini dengan judul “Prarancangan Pabrik Sodium Siklamat dari Sikloheksilamin, Asam Klorosulfonat dan Natrium Hidroksida Kapasitas 10.204 ton/tahun”. Disusun sebagai penerapan dari ilmu Teknik Kimia yang telah didapat selama bangku kuliah dan merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada :

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penyusun diberikan kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Orang tua saya Ibu Sugiarti dan Almarhum Bapak Paeran G.S dan keluarga yang selalu memberikan motivasi dan dukungan baik moril maupun materil selama menempuh pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.(Diya Ayu)
3. Orang tua saya Bapak Halim Hambali dan Ibu Runiti dan keluarga yang selalu memberikan motivasi dan dukungan baik moril maupun materil selama menempuh pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.(Diah Ayu)

4. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia
6. Bapak Sholeh Ma'mun, ST., MT., Ph.D. dan Ibu Venitalitya Alethea Sari Agustia, S.T., M.Eng. selaku ketua dan sekretaris Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
7. Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc selaku dosen pembimbing tugas akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam proses penyusunan tugas akhir
8. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
9. Teman-teman kami yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan kerja samanya
10. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu dalam membantu penyusunan tugas akhir ini dengan tulus dan ikhlas

Demikian tugas akhir ini disusun. Tentunya dalam penyusunan tugas akhir ini, penulis juga tidak luput dari kesalahan dan kekurangan. Oleh karena itu, penulis mengharapkan kritik dan saran yang membangun untuk kesempurnaan tugas akhir ini. Akhir kata semoga tugas akhir ini bermanfaat bagi banyak pihak.

Wassalamu 'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Yogyakarta, 5 September 2023

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

Bismillahirrahmannirahim, dengan menyebut nama Allah Swt dan Rasulullah SAW, yang telah memberikan kemudahan dan kelancaran dalam pengerjaan skripsi ini, saya mengucapkan banyak syukur dan terimakasih karena telah membantu saya dalam menyelesaikan skripsi ini. Karya ini saya persembahkan kepada Orang tua saya Ibu Sugiarti dan almarhum Bapak Paeran serta keluarga besar yang telah banyak memberikan dukungan, do'a, dan kasih sayang kepada saya yang sangat luar biasa, sehingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik Kimia ini. Terimakasih saya ucapkan karena telah berjuang dan berkorban begitu banyak bagi saya sehingga saya bisa dititik ini. Terimakasih sudah menjadi tempat pulang yang nyaman bagi saya. Sekali lagi saya sangat berterimakasih kepada keluarga saya atas segala jasa yang sudah dilakukan, lembar persembahan ini tidak akan cukup menggambarkan rasa terimakasih saya.

Saya ucapkan banyak terimakasih juga kepada Dosen Pembimbing kami Bapak Dr. Khamdan Cahyari S.T.,M,Sc, yang selalu membantu kami dalam menyelesaikan TA dan tak lupa juga partner terbaik saya Diah Ayu Setianingrum saya ucapkan terimakasih banyak didalam semua kegiatan perkuliahan yang sudah kita laksanakan termasuk dalam menyusun naskah Tugas Akhir Prarancangan Pabrik kimia ini, yang telah bersabar dan sama-sama telah berjuang dari awal hingga akhir hingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan sangat baik. Terimakasih banyak saya ucapkan kepada partner saya atas ilmu, waktu, semangat, dan dukungan selama ini. Semoga kita sama-sama mendapatkan ilmu yang bermanfaat dan dapat menerapkannya dalam kehidupan sehari-hari dan berguna bagi masyarakat luas nantinya.

Untuk teman-teman teknik kimia, jama'ah wisma gading, lomba balap karung, Menuju Es Te, teman-teman SMA, Istiqomah, Putri Aninda, Hanna, Tyana, Nana dan teman-teman lainnya. Terimakasih sudah memberikan dukungan dan selalu mendengar keluh kesah, selalu ada disaat suka dan duka, selalu membantu selama menjalani masa perkuliahan ini dari awal perkuliahan hingga masa akhir perkuliahan kita sehingga dengan kehadiran dan bantuan dari kalian dimasa perkuliahan ini dapat berjalan dengan lancar dan menyenangkan. Semoga kita dan kalian semua diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses terus kedepannya.

Teknik Kimia UII 2019, almamater tercinta yang punya andil besar didalam membentuk karakter menjadi pribadi yang lebih baik. Terimakasih sudah diizinkan menjadi bagian dari keluarga ini.

(Diya Ayu Putri Utami)

LEMBAR PERSEMBAHAN

Bismillahirrahmanirrahim, puji syukur kepada Allah SWT. Taburan cinta dan kasih sayang-Mu telah memberikan kami kekuatan, membekali dengan ilmu serta selalu hadir dan menolong dari segala kesulitan. Atas karunia serta kemudahan yang Engkau berikan akhirnya skripsi yang sederhana ini dapat terselamatkan. Shalawat dan salam selalu terlimpahkan kepada Rasulullah Muhammad SAW.

Saya persembahkan karya skripsi ini kepada, kedua Orang tua saya Bapak Halim Hambali juga Ibu saya Runiti, kakak saya Adhi Prayoga, Rizki prasetyowati, beserta keluarga dan juga keponakan saya Faiz, Daffa, Airin, dan Syakila dan seluruh keluarga besar yang telah banyak memberikan dukungan dan do'a. Terimakasih saya ucapkan karena telah berjuang dan berkorban begitu banyak bagi saya. Terimakasih sudah menjadi rumah terbaik untuk pulang, menjadi tempat bercerita, serta berbagi kebahagiaan. Sekali lagi saya sangat berterimakasih kepada keluarga saya atas segala jasa yang sudah dilakukan, lembar persembahan ini tidak akan cukup menggambarkan rasa terimakasih saya untuk dukungan yang diberikan. Tidak lupa saya ucapkan terimakasih kepada diri saya sendiri, karena sudah berjuang selama ini, dan tetap semangat untuk menjadi seseorang yang lebih baik agar bisa menyebarkan kebaikan.

Saya ucapkan juga terimakasih kepada Dosen pembimbing kami Bapak Dr. Khamdan Cahyari S.T.,M,Sc, karena telah menjadi guru terbaik selama membimbing kami dalam mengerjakan skripsi. Terimakasih kepada partner saya Diya Ayu Putri Utami, teman-teman teknik kimia UII, Abstrak people, Pejuang ST, Warga Ning tyas, keluarga LabMA dan teman-teman di Sulawesi yang telah menemani dalam menjalani kegiatan perkuliahan yang sudah kita laksanakan termasuk dalam menyusun naskah Tugas Akhir Prarancangan Pabrik kimia ini. Perjuangan yang penuh dengan cerita serta tangis, marah, tawa, rasa kantuk, bosan, lapar, lelah, letih, lesu, Love you semuanya. And thanks to 발탄 소넨단 for the bulletproff system especially for 슈가 형, this day is my D-DAY. #WeAreBulletProof.

Terimakasih orang-orang baik sudah mau berbagi cerita, semoga dimasa depan kita bisa merajut cerita baru. Semoga ilmu yang kita dapat bisa membawa keberkahan untuk semuanya dan berbagi kebahagiaan yang tak kenal waktu.

Aku bangga menjadi bagian dari catatan kecil Teknik Kimia UII 2019.

Terimakasih.

(Diah Ayu Setianingrum)

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN KEASLIAN HASIL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	vi
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xv
DAFTAR LAMPIRAN.....	xvi
DAFTAR LAMBANG/ NOTASI/ SINGKATAN.....	xvii
ABSTRAK.....	xix
ABSTRAK.....	xx
BAB I.....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Kapasitas Perancangan.....	2
1.2.1 <i>Supply</i>	2
1.2.2 <i>Demand</i>	4
1.2.3 Kapasitas Produksi Sodium Siklamat Yang Sudah Berdiri.....	8
1.2.4 Evaluasi Keuntungan Stoikiometrik.....	9
1.3 Tinjauan Pustaka.....	10
1.3.1 Sodium Siklamat.....	10
1.3.2 Macam-Macam Proses.....	11
1.3.3 Perbandingan Proses.....	14
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	15
1.4.1 Tinjauan Termodinamika.....	15
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	19
BAB II.....	23

PERANCANGAN PRODUK	23
2.1 Spesifikasi Produk	23
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	24
2.3 Pengendalian Kualitas	25
2.3.1 Pengendalian Kualitas Produk	26
2.3.3 Pengendalian Kualitas Proses Produksi	27
2.3.4 Pengendalian Kualitas Laboratorium Produk	28
BAB III.....	29
PERANCANGAN PROSES	29
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	29
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif	29
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif	30
3.2 Uraian Proses.....	31
3.2.1 Proses Sulfonasi	32
3.2.2 Proses netralisasi	32
3.2.3 Proses Evaporasi	33
3.2.4 Proses Filtrasi	33
3.3 Spesifikasi Alat.....	34
3.3.1 Reaktor	34
3.3.2 Alat Pendukung dan Pemisah.....	37
3.3.3 Tangki Penyimpanan.....	42
3.3.4 Pompa.....	46
3.3.5 Belt Conveyor (BC)	52
3.3.6 Bucket Elevator (BE)	53
3.3.7 Alat Penukar Panas (Heat Exchanger)	54
3.4 Neraca Massa.....	57
3.4.1 Neraca Massa Total.....	57
3.4.2 Neraca Massa Alat	57
3.5 Neraca Panas	61
3.5.1 Neraca Panas Total.....	61
3.5.2 Neraca Panas Alat	62

BAB IV	68
PERANCANGAN PABRIK.....	68
4.1 Lokasi Pabrik.....	68
4.1.1 Penyediaan Bahan Baku.....	68
4.1.2 Pemasaran Produk.....	69
4.1.3 Utilitas.....	69
4.1.4 Transportasi.....	70
4.1.5 Tenaga Kerja.....	70
4.1.6 Keadaan Iklim dan Geografis.....	70
4.1.7 Faktor Penunjang	71
4.1.8 Faktor lain-lain.....	71
4.2 Tata Letak Pabrik	72
4.2.1 Daerah Administrasi.....	73
4.2.2 Daerah Fasilitas Umum.....	73
4.2.3 Daerah Proses dan Perluasan	73
4.2.4 Daerah Laboratorium dan Ruang Kontrol.....	73
4.2.5 Daerah Pemeliharaan	74
4.2.6 Daerah Utilitas dan <i>Power Station</i>	74
4.2.7 Daerah Pengolahan Limbah	74
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	77
4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk.....	77
4.3.2 Aliran Udara.....	77
4.3.3 Pencahayaannya.....	77
4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan.....	77
4.3.5 Pertimbangan Ekonomi.....	77
4.3.6 Jarak antar Alat Proses	78
4.3.7 <i>Maintenance</i>	78
4.4 Organisasi Perusahaan.....	80
4.4.1 Bentuk Perusahaan	80
4.4.2 Struktur Organisasi.....	80
4.4.3 Tugas dan Wewenang	83

BAB V.....	97
UTILITAS.....	97
5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>).....	97
5.1.1 Unit Penyediaan Air.....	97
5.1.2 Unit Pengolahan Air	101
5.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i> (<i>Steam Generator system</i>)	104
5.3 Unit Pembangkit Listrik	104
BAB VI.....	122
EVALUASI EKONOMI.....	122
6. 1. Penaksiran Harga Peralatan.....	124
6. 2. Asumsi Penentuan Total Capital Investmen (TCI)	129
6. 3. Perhitungan Biaya	130
6. 4. Analisa Keuntungan	135
6. 5. Analisa Kelayakan.....	135
6. 6. Analisa Risiko Pabrik.....	139
BAB VII.....	141
7.1. KESIMPULAN	141
7.2. SARAN.....	142
DAFTAR PUSTAKA	143
LAMPIRAN-LAMPIRAN.....	145
LAMPIRAN A REAKTOR	146
LAMPIRAN B PEFD	189
LAMPIRAN C KARTU BIMBINGAN	190

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1	Impor Sodium Siklamat	3
Tabel 1. 2	Ekspor Sodium Siklamat.....	4
Tabel 1. 3	Konsumsi Minuman Kemasan	6
Tabel 1. 4	Data Kapasitas Perusahaan Produsen Sodium Siklamat di Dunia	8
Tabel 1. 5	Data Komponen dan Harga Evaluasi Stoikiometrik	9
Tabel 1. 6	Perbandingan jenis proses sodium siklamat.....	14
Tabel 1. 7	Harga Entalpi dan Energi Gibbs	15
Tabel 1. 8	Reaksi Pada Proses Pembuatan Sodium Siklamat dan nilai $\Delta H^{\circ}r$	16
Tabel 1. 9	Reaksi Pada Proses Pembuatan Sodium Siklamat dan nilai $\Delta G^{\circ}r$	17
Tabel 1. 10	Data Kinetika reaksi vs Suhu untuk orde 1	20
Tabel 1. 11	Tabel data kinetika, nilai $1/T$ dan $\ln k$	20
Tabel 2. 1	Spesifikasi Sodium Siklamat	23
Tabel 2. 2	Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	24
Tabel 3. 1	Spesifikasi Reaktor	34
Tabel 3. 2	Spesifikasi Mixer	37
Tabel 3. 3	Spesifikasi Evaporator	38
Tabel 3. 4	Spesifikasi Dekanter	39
Tabel 3. 5	Spesifikasi <i>RDVF</i>	40
Tabel 3. 6	Spesifikasi Rotary Dryer	40
Tabel 3. 7	Spesifikasi <i>Ball Mill</i>	41
Tabel 3. 8	Spesifikasi <i>Screening Vibrator</i>	41
Tabel 3. 9	Spesifikasi Penyimpanan Bahan Baku dan Produk	42
Tabel 3. 10	Spesifikasi Pompa	46
Tabel 3. 11	Spesifikasi Belt Conveyor.....	52
Tabel 3. 12	Spesifikasi Bucket Elevator	53
Tabel 3. 13	Spesifikasi Heat Exchanger	54
Tabel 3. 14	Spesifikasi Condenser Subcooler.....	56
Tabel 3. 15	Neraca Massa Total.....	57
Tabel 3. 16	Neraca Massa Mixer	57
Tabel 3. 17	Neraca Massa Reaktor-01	58
Tabel 3. 18	Neraca Massa Reaktor-02	58
Tabel 3. 19	Neraca Massa Evaporator	59
Tabel 3. 20	Neraca Massa Decanter.....	59
Tabel 3. 21	Neraca Massa Rotary Drum Vakum Filter	60
Tabel 3. 22	Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i>	60
Tabel 3. 23	Neraca Massa <i>Ball Mill</i>	61
Tabel 3. 24	Neraca Massa Screener	61
Tabel 3. 25	Neraca Panas Total.....	61

Tabel 3. 26 Neraca Panas pada HE-01	62
Tabel 3. 27 Neraca Panas pada HE-02	62
Tabel 3. 28 Neraca Panas Mixer	63
Tabel 3. 29 Neraca Panas pada HE-03	63
Tabel 3. 30 Neraca Panas Reaktor-01	63
Tabel 3. 31 Neraca Panas Reaktor-02	64
Tabel 3. 32 Neraca Panas Evaporator	64
Tabel 3. 33 Neraca Panas Evaporator (lanjutan).....	65
Tabel 3. 34 Neraca Panas pada <i>Cooler</i>	65
Tabel 3. 35 Neraca Panas pada <i>Decanter</i>	66
Tabel 3. 36 Neraca Panas <i>Rotary Drum Vakum Filter</i>	66
Tabel 3. 37 Panas <i>Rotary Dryer</i>	67
Tabel 3. 38 Neraca Panas <i>Ball Mill</i>	67
Tabel 3. 39 Neraca Panas <i>Screener</i>	67
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan.....	74
Tabel 4. 2 Jadwal Jam Kerja Karyawan <i>Shift</i>	89
Tabel 4. 3 Jadwal Kerja <i>Shift</i> Karyawan	89
Tabel 4. 4 Jadwal Jam Kerja Karyawan Non-Shift.....	90
Tabel 4. 5 Penggolongan Jabatan.....	91
Tabel 4. 6 Gaji karyawan <i>non shift</i>	92
Tabel 4. 7 Gaji karyawan <i>non shift</i> (lanjutan).....	93
Tabel 4. 8 Rincian jumlah karyawan <i>shift</i>	93
Tabel 4. 9 Rincian jumlah karyawan <i>shift</i> (lanjutan)	94
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Domestik	98
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin.....	98
Tabel 5. 3 Kebutuhan Air untuk Steam.....	99
Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses	105
Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik untuk Alat Utilits	106
Tabel 5. 6 Total Kebutuhan Listrik	107
Tabel 5. 7 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas	110
Tabel 5. 8 Spesifikasi Bak Utilitas	116
Tabel 5. 9 Spesifikasi Tangki Utilitas	117
Tabel 5. 10 Spesifikasi Alat Utilitas	120
Tabel 5. 11 Spesifikasi Alat Utilitas (Lanjutan).....	121
Tabel 6. 1 Daftar harga alat proses.....	127
Tabel 6. 2 Daftar harga alat proses (lanjutan)	128
Tabel 6. 3 Daftar Harga Alat Utilitas	128
Tabel 6. 4 Daftar Harga Alat Utilitas (lanjutan)	129
Tabel 6. 5 <i>Physical Plant Cost Alat Proses (PPC)</i>	130
Tabel 6. 6 <i>Direct Plant Cost Alat Utilitas (PPC)</i>	131

Tabel 6. 7	<i>Physical Plant Cost Land and Yard (PPC)</i>	131
Tabel 6. 8	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	131
Tabel 6. 9	<i>Fixed Capital Investement (FCI)</i>	131
Tabel 6. 10	<i>Working Capital Investmen (WCI)</i>	132
Tabel 6. 11	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	133
Tabel 6. 12	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	133
Tabel 6. 13	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	134
Tabel 6. 14	<i>Total Manufacturing Cost (MC)</i>	134
Tabel 6. 15	<i>General Expense (GE)</i>	134
Tabel 6. 16	<i>Total Production Cost</i>	135
Tabel 6. 17	<i>Annual Fixed Cost (Fa)</i>	136
Tabel 6. 18	<i>Annual Variable Cost (Va)</i>	136
Tabel 6. 19	<i>Annual Regulated Expense (Ra)</i>	137

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Impor Sodium Siklambat	3
Gambar 1. 2 Ekspor Sodium Siklambat	5
Gambar 1. 3 Konsumsi minuman kemasan di Indonesia	6
Gambar 1. 4 Grafik Konsumsi minuman kemasan di Indonesia	7
Gambar 1. 5 Grafik $\ln(k)$ vs $(1/T) K$	21
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif	29
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif	30
Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik	68
Gambar 4. 2 Layout Pabrik Sodium Siklambat	76
Gambar 4. 3 Layout Proses Sodium Siklambat	79
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan	82
Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas	100
Gambar 6. 1 Grafik indeks harga	125
Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi	139

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A	146
Lampiran B	189
Lampiran C	190

DAFTAR LAMBANG/ NOTASI/ SINGKATAN

T	: <i>Temperature, °C</i>
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
Q	: Kebutuhan Kalor, Kj/jam
A	: Luas Penampang, m ²
V	: Volume, m ³
T	: Waktu, jam
M	: Massa, kg
Fv	: Laju Volumetrik, m ³
R	: Jari-jari, in
P	: Power <i>motor</i> , Hp
Ts	: Tebal <i>Shell</i> , in
ΔPT	: <i>Pressure Drop</i> , psia
ID	: <i>Inside Diameter</i> , in
OD	: <i>Outside Diameter</i> , in
Th	: Tebal <i>Head</i>
Re	: <i>Reynold Number</i>
F	: <i>Allowablw stress</i> , psia
E	: Efisiensi pengelasan
Icr	: Sudut jari-jari dalam, in
Ud	: Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam.ft ² °F
Uc	: Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam.ft ² °F
Rd	: Faktor pengotor
Cp	: Kapasitas panas, Btu/jam.ft ² °F
K	: Konduktivitas termal, Btu/jam.ft ² °F
JH	: <i>Heat tranfer factor</i> , Btu/jam.ft ² °F
Hi	: <i>Inside film coefficient</i> , Btu/jam.ft ² °F
Ho	: <i>Outside film coefficient</i> , Btu/jam.ft ² °F

- LMTD : *Log mean temperature different*, °F
- k : Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
- K : Konstanta kesetimbangan reaksi
- ΔH : Entalpi, kJ/jam
- ΔH_R : Entalpi reaksi, kJ/jam
- ΔG : Energi bebas Gibbs, kJ/jam
- R : Konstanta umum gas ideal 8,134 Joule/mol,K

ABSTRAK

Sodium siklamat atau natrium siklamat merupakan zat kimia yang banyak digunakan dalam industri makanan dan minuman. Sodium siklamat mempunyai rumus molekul $C_6H_{11}NHSO_3Na$. Peluang berkembangnya industri sodium siklamat di Indonesia cukup besar, mengingat kebutuhannya yang terus meningkat setiap waktunya. Untuk memenuhi kebutuhan dalam dan luar negeri maka dilakukan Pra Rancangan Pabrik Sodium Siklamat dengan kapasitas 10.204 ton/tahun. Untuk memperoleh produk yang sesuai dengan kapasitas, dibutuhkan 2.305,1 kg/jam Sikloheksilamin, 859,97 kg/jam Asam Klorosulfonat, dan 396,91 kg/jam natrium hidroksida sebagai bahan baku. Pabrik direncanakan akan didirikan di Kecamatan Sidayu, Kabupaten Gresik, Provinsi Jawa Timur. Proses yang digunakan dalam memproduksi sodium siklamat antara lain proses sulfonasi, netralisasi, filtrasi, dan pengeringan. Sikloheksilamin terlebih dahulu dilarutkan dalam pelarut karbon tetraklorida selanjutnya mengalami proses sulfonasi dengan menambahkan asam klorosulfonat. Dihasilkan produk yang berupa *Cyclohexylammonium N-cyclohexylsulfamate* dan *cyclohexylammonium hidroklorida*. Kemudian larutan hasil reaksi sulfonasi direaksikan dengan larutan NaOH. Setelah dilakukan kedua proses tersebut, maka terbentuklah sodium siklamat yang kemudian dilakukan proses filtrasi. Proses reaksi berlangsung secara kontinyu selama 330 hari dan dijalankan dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan tekanan 1 atm dan suhu operasi 60°C. Selain itu pabrik dilengkapi dengan beberapa komponen utilitas yang membutuhkan 77.540 Kg/jam air, 1.121,84 kg/jam solar, dan 848,44 kW listrik. Hasil analisis ekonomi menunjukkan bahwa pabrik sodium siklamat ini memiliki resiko rendah (*low risk*) dengan nilai ROI sebesar 24% sebelum pajak dan 18% sesudah pajak, POT sebesar 3,13 tahun sebelum pajak dan 3,85 tahun sesudah pajak. BEP sebesar 41%, SDP sebesar 13% dan DCFR sebesar 9,02%. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pabrik sodium siklamat layak untuk didirikan dan memiliki potensi besar untuk dikembangkan baik dipasar nasional maupun internasional.

Kata kunci : Sodium Siklamat, Sulfonasi, Netralisasi, Filtrasi, RATB.

ABSTRAK

Sodium cyclamate is a chemical substance that is widely used in the food and beverage industry. Sodium cyclamate has the molecular formula $C_6H_{11}NHSO_3Na$. The opportunity for the development of the sodium cyclamate industry in Indonesia is quite large, bearing in mind that the demand for it continues to increase every time. To meet domestic and foreign needs, Pre-Design of a Sodium Cyclamate Plant with a capacity of 10,204 tons/year was carried out. To obtain a product that meets capacity, 2,305.1 kg/hour of Cyclohexylamine, 859.97 kg/hour of Chlorosulfonic Acid, and 396.91 kg/hour of Sodium Hydroxide are needed as raw materials. The factory is planned to be established in Sidayu District, Gresik City, East Java Province. The processes used in producing sodium cyclamate include sulfonation, neutralization, filtration, and recrystallization processes. Cyclohexylamine is first dissolved in carbon tetrachloride solvent and then undergoes a sulfonation process by adding chlorosulfonic acid. The resulting products are Cyclohexylammonium N-cyclohexylsulfamate and cyclohexylammonium hydrochloride. Then the solution resulting from the sulfonation reaction was reacted with NaOH solution. After these two processes, sodium cyclamate is formed which is then. The reaction process took place continuously for 330 days and was carried out in a Stirred Tank Flow Reactor (CSTR) with a pressure of 1 atm and an operating temperature of 60°C. Apart from that, the factory is equipped with several utility components which require 77.540 kg/hour of water, 1.121,84 kg/hour of diesel, and 848,44 kW of electricity. The results of the economic analysis show that this sodium cyclamate factory has low risk with an ROI value of 24% before tax and 18% after tax, POT of 3,13 years before tax and 3,85 years after tax. BEB is 41%, SDP is 13% and DCFR is 9,02%. Based on the results of the economic evaluation, it can be concluded that the sodium cyclamate factory is feasible to establish and has great potential to be developed both in the national and international markets.

Key word: Sodium Cyclamate, Sulfonation, Netralisation, Filtration, CSTR

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Industri makanan dan minuman di Indonesia sedang berkembang pesat. Seiring dengan perkembangan tersebut, penggunaan bahan tambahan makanan (BMT) banyak digunakan dengan tujuan untuk mendapatkan kualitas yang lebih baik. Bahan tambahan pada makanan atau minuman dapat berupa pewarna, penyedap rasa, pengawet dan pemanis. Bahan pemanis makanan adalah salah satu jenis BMT yang sering ditambahkan untuk keperluan produk olahan pangan. Pemanis berfungsi untuk meningkatkan cita rasa, aroma, memperbaiki sifat-sifat kimia, dan sebagai bahan substitusi pemanis utama (Anwar dan Khosman, 2009)

Berdasarkan Peraturan Kepala Badan Pengawas Obat dan Makanan Republik Indonesia Nomor 4 Tahun 2014 (BPOM RI, 2014). Terdapat dua kelompok pemanis, yaitu pemanis alami (*natural sweeteners*) dan pemanis buatan (*artificial sweeteners*). Pemanis alami antara lain *sorbitol*, *manitol*, *glikosida steviol*, *laktitol* dan *silitol*. Sedangkan pemanis buatan antara lain aspartam, siklalat, sakarin dan sukralosa (Cahyadi, 2006).

Sodium siklalat ($C_6H_{11}NHSO_3Na$) adalah jenis pemanis buatan dengan tingkat rasa manis yang memiliki tingkat kemanisannya ± 30 kali dari pada sukrosa serta harga yang lebih terjangkau. Sodium siklalat tersedia dalam bentuk garam natrium dari asam siklalat. Biasanya natrium siklalat digunakan untuk diet bagi penderita diabetes karena nilai kalorinya rendah. Keunggulan tersebut menyebabkan produsen makanan banyak

menggunakan siklamat sebagai bahan pemanis (Padmaningrum, R. T dan Marwati, S. 2015).

Permintaan sodium siklamat pada benua asia tergolong tinggi. Sehingga, kebutuhan sodium siklamat di Indonesia semakin lama akan semakin meningkat sejalan dengan peningkatan konsumsi produk makanan dan minuman dalam kemasan. Maka dari itu, hal ini dapat menjadi peluang besar bagi industri sodium siklamat di Indonesia. Pabrik sodium siklamat perlu didirikan di Indonesia dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Untuk memenuhi kebutuhan sodium siklamat dalam negeri sehingga dapat menutup ketergantungan impor.
2. Meningkatkan jumlah ekspor sehingga meningkatkan devisa negara dan membuka lapangan kerja baru
3. Mendorong berdirinya industri-industri lain yang menggunakan bahan baku sodium siklamat.

1.2 Kapasitas Perancangan

Kapasitas produksi mempengaruhi perhitungan baik dari segi teknis maupun dari segi ekonomi dalam perancangan pabrik. Kapasitas yang besar akan memberikan keuntungan yang besar apabila jumlah permintaan suatu produk tinggi. Pabrik sodium siklamat yang dirancang direncanakan akan berdiri pada tahun 2027. Dalam perancangan kapasitas pabrik ada beberapa pertimbangan diantaranya *supply*, *demand*, dan kapasitas pabrik yang sudah berdiri.

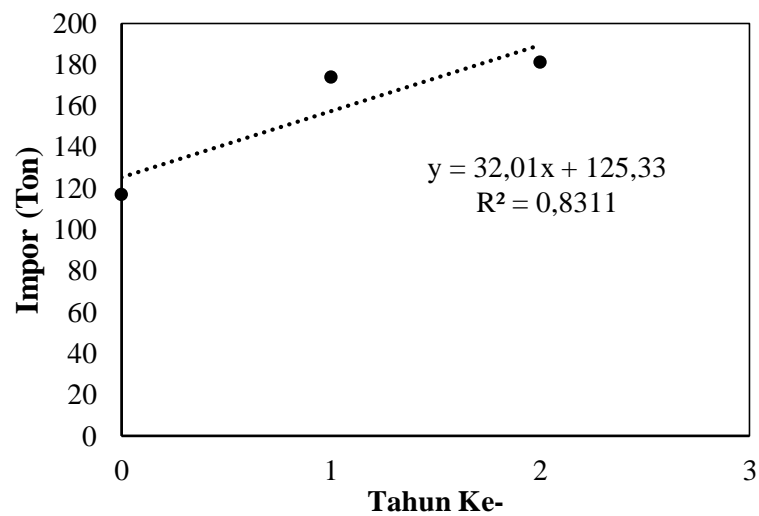
1.2.1 Supply

Supply (kebutuhan) produk diperoleh dari impor sodium siklamat dan produksi sodium siklamat dalam negeri. Berdasarkan data BPS (Badan Pusat Statistik) data impor sodium siklamat dari tahun 2018 sampai 2020 adalah sebagai berikut.

Tabel 1. 1 Impor Sodium Siklamat

Tahun	Kapasitas Ton/Tahun
2018	117
2019	174
2020	181

Berdasarkan tabel data impor sodium siklamat, dapat diketahui bahwa industri Indonesia masih melakukan impor sodium siklamat dari luar negeri untuk memenuhi kebutuhan bahan baku dalam usahanya. Dari data impor tersebut dibuat grafik antara data tahun pada sumbu x dan data impor dari sumbu y.



Gambar 1. 1 Impor Sodium Siklamat

Perkiraan impor sodium siklamat di Indonesia pada tahun yang akan datang saat pembangunan pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 32,01x + 125,33$ dimana nilai x sebagai tahun dan y sebagai jumlah impor. Dengan persamaan tersebut diperkirakan untuk tahun 2027 (tahun ke 9) dapat dihitung sebagai berikut :

$$y = 32,01 x + 125,33$$

$$y = 32,01 (9) + 125,33$$

$$y = 413,42$$

Data proyeksi nilai impor pada tahun 2027 sebesar 413,42 ton

Di Indonesia sodium siklamat diproduksi oleh PT Tunggak Waru Semi dengan kapasitas 100 ton/tahun, PT. Batang Alum Industri 4.800 ton/tahun, PT. Wihadil 4000 ton/tahun dan PT. Chemical Industry Tenggorejo 10.000 ton/Tahun (Alibaba.com). Asumsi hingga tahun 2022 tidak ada pabrik baru yang memproduksi sodium siklamat. Produksi sodium siklamat pada tahun 2022 berkisar diharga 18.900 Ton. Berdasarkan data impor dan produksi sodium siklamat di Indonesia pada tahun 2021 yang telah diketahui, maka dapat ditentukan nilai *supply* sodium siklamat di Indonesia, yaitu :

$$Supply = Impor + Produksi$$

$$Supply = 413,42 + 18.900$$

$$Supply = 19.313,42 \text{ Ton}$$

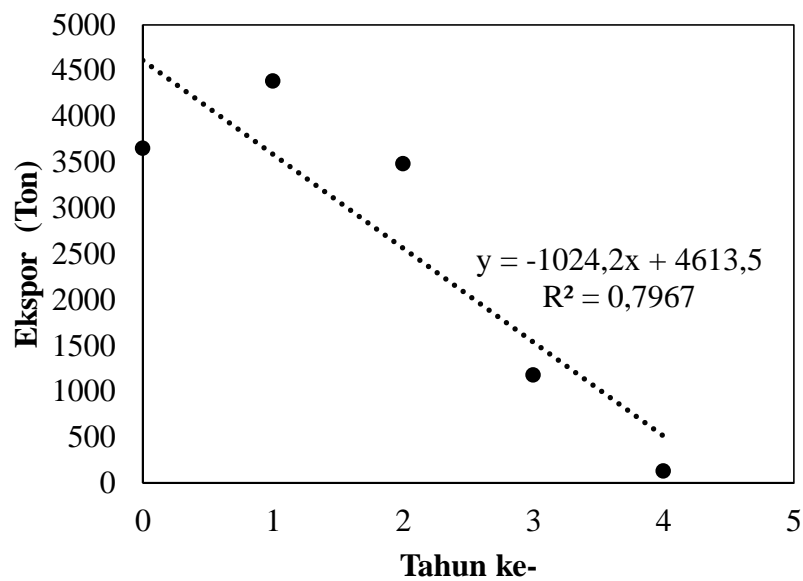
1.2.2 Demand

Nilai *demand* (permintaan) didapatkan dari nilai ekspor dan konsumsi sodium siklamat. Berdasarkan data BPS (Badan Pusat Statistik), data Ekspor sodium siklamat sebagai bahan kimia dari tahun 2018 sampai 2022 adalah sebagai berikut.

Tabel 1. 2 Ekspor Sodium Siklamat

Tahun	Kapasitas Ton/Tahun
2018	3.651
2019	4.381
2020	3.483
2021	1.176,
2022	133

Berdasarkan tabel data ekspor sodium siklamat dapat diketahui bahwa ekspor sodium siklamat di Indonesia jumlahnya relatif tinggi dan jumlah kapasitas ekspor setiap tahunnya fluktuatif. Data ekspor tersebut dapat dibuat grafik antara data tahun pada sumbu x dan data ekspor dari sumbu y. Grafik dapat dilihat pada gambar 1.2



Gambar 1. 2 Ekspor Sodium Siklamat

Perkiraan ekspor sodium siklamat di Indonesia pada tahun yang akan datang dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$y = -1.024,2 x + 4.613,5$$

Dimana nilai x sebagai tahun ke dan y sebagai jumlah ekspor.

Dengan persamaan diatas diperkirakan untuk tahun 2027 (tahun ke-9) ekspor sodium siklamat di Indonesia sebesar :

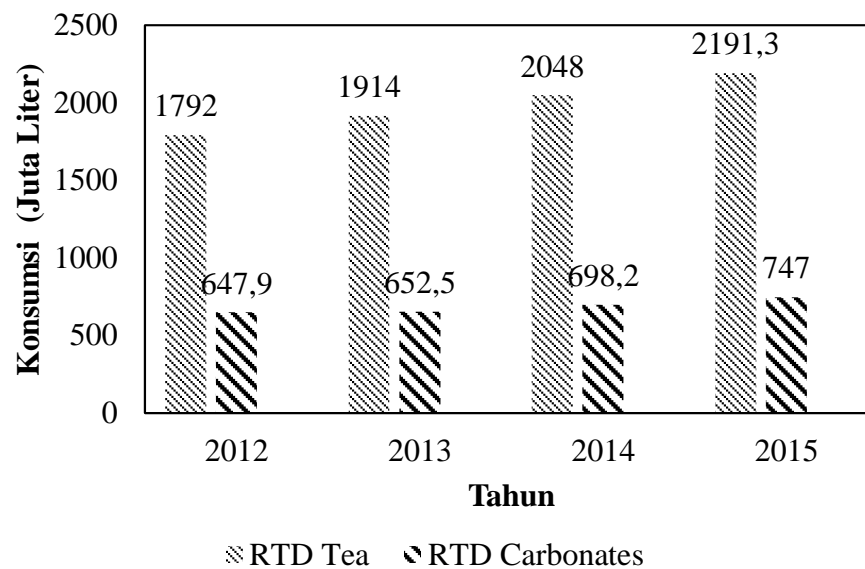
$$y = -1.024,2 x + 4.613,5$$

$$y = -1.024,2 (9) + 4.613,5$$

$$y = 13.831,3 \text{ ton}$$

Data proyeksi nilai ekspor pada tahun 2027 sebesar 13.831,3 ton

Sodium siklamat di Indonesia dimanfaatkan sebagai bahan tambahan dalam industri minuman kemasan. Berikut data konsumsi minuman kemasan di Indonesia :



Gambar 1. 3 Konsumsi minuman kemasan di Indonesia

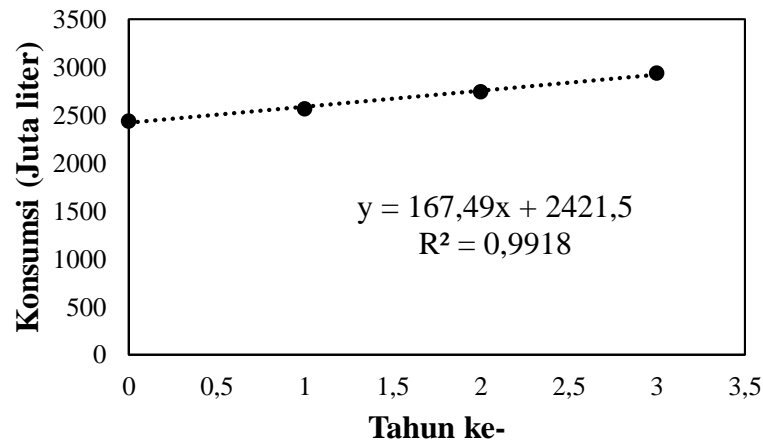
(Sumber:Euromonitor diolah oleh ASRM)

Berdasarkan gambar 1.3 nilai konsumsi minuman kemasan di Indonesia jumlahnya relatif tinggi, jika kedua data tersebut digabungkan jumlah total minuman kemasan yang dikonsumsi di Indonesia pada tahun 2012-2015 yaitu :

Tabel 1. 3 Konsumsi Minuman Kemasan

Tahun	Konsumsi (Juta Liter)
2012	2.439,9
2013	2.566,5
2014	2.746,2
2015	2.938,3

Data konsumsi tersebut dapat dibuat grafik antara data tahun pada sumbu x dan data konsumsi dari sumbu y. Grafik dapat dilihat pada grafik 1.4 :



Gambar 1. 4 Grafik Konsumsi minuman kemasan di Indonesia

Perkiraan konsumsi minuman kemasan di Indonesia pada tahun yang akan datang dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 167,49x + 2.421,5$ dimana nilai x sebagai tahun ke dan y sebagai jumlah konsumsi. Dengan persamaan diatas diperkirakan untuk tahun 2027 (tahun ke-15) konsumsi minuman kemasan di Indonesia sebesar 21.496,2 juta liter atau sebesar 7.591.311,4 Ton ($7.591.311,4 \times 10^3$ kg) . Nilai kadar maksimum penggunaan sodium siklamat di dalam makanan atau minuman adalah 3 gram/kg bahan, dari ketentuan tersebut dapat disimpulkan bahwa harga ambang batas siklamat di dalam 1 kg minuman atau makanan sebesar 0,003 gram, jadi besar konsumsi sodium siklamat yaitu 22.773.934,2 kg atau 22.773,9342 ton.

Berdasarkan data ekspor dan konsumsi sodium siklamat di Indonesia pada tahun 2027 yang telah diketahui, maka dapat ditentukan nilai *demand* sodium siklamat di Indonesia yaitu :

$$Demand = Ekspor + Konsumsi$$

$$Demand = (13.831,3 + 22.773,9342) \text{ Ton}$$

$Demand = 36.605,23 \text{ Ton}$

Berdasarkan proyeksi impor, ekspor, konsumsi, dan produksi pada tahun 2027. Maka peluang pasar untuk sodium siklamat dapat ditentukan dengan kapasitas perancangan pabrik sebagai berikut :

$Peluang = Demand - Supply$

$Peluang = (36.605,23 - 19.313,42) \text{ Ton}$

$Peluang = 17.291,81 \text{ Ton}$

1.2.3 Kapasitas Produksi Sodium Siklamat Yang Sudah Berdiri

Penentuan kapasitas pabrik dapat ditentukan dengan melihat dari kapasitas pabrik yang telah berdiri. Adapun beberapa produsen sodium siklamat yang telah berdiri di berbagai negara adalah sebagai berikut:

Tabel 1. 4 Data Kapasitas Perusahaan Produsen Sodium Siklamat di Dunia

No	Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
1.	Gansu Kinbo Industry Co. Ltd	Gancu, China	30.000
2.	Hangzhou Focus Corporation	Hangzhou, China	5.000
3.	FoodChem International Corporation	Shanghai, China	3.600
4.	Jiaying Renze Import & Export Co., Ltd.	Zhejiang, China	1.000
5.	PT. Batang Alum Industri	Batang, Indonesia	4.800
6.	PT. Wihadil	Tangerang, Indonesia	4.000

Berdasarkan pada hasil analisa *Demand-Supply*, peluang kapasitas produksi sodium siklamat yaitu sebesar 17.291,81

ton/tahun, nilai kapasitas produksi sodium siklamat terkecil pada data tabel 1.4 yaitu 1.000 ton/tahun dan kapasitas yang terbesar yaitu 30.000 ton/tahun. Maka dengan pertimbangan dari data-data tersebut besar kapasitas pabrik sodium siklamat yang akan didirikan yaitu sebesar 10.204 Ton/Tahun.

1.2.4 Evaluasi Keuntungan Stoikiometrik

Dalam perancangan pabrik, perlu diperhatikan aspek kualitatif dan kuantitatif. Perhitungan kuantitatif bukan merupakan tujuan akhir, namun digunakan sebagai dasar dalam pengambilan keputusan, sehingga penalaran dan argumentasi kuantitatif sangat penting dalam menentukan perancangan produk, proses maupun alat yang dipilih. Evaluasi ekonomi dilakukan pada setiap tahap pengembangan pabrik kimia, dengan tingkatan ketelitian sesuai dengan tahapannya. Tujuan utama evaluasi ekonomi adalah studi kelayakan (*Feasibility study*) untuk menyimpulkan apakah pabrik menarik untuk didirikan. Cara sederhana untuk melakukan evaluasi ekonomi pada tahap awal pendirian pabrik adalah dengan evaluasi keuntungan stoikiometris. Hal ini dilakukan dengan membandingkan harga bahan baku dan proyek yang dihasilkan, berdasarkan perbandingan stoikiometrinya pada reaksi kimianya. Berikut data- data dari bahan dan produk dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1. 5 Data Komponen dan Harga Evaluasi Stoikiometrik

No	Komponen	Jumlah Mol	Berat (Ton)	Harga (Rupiah)
1.	HSO ₃ Cl	1,6	194	7.944.430.000
2.	C ₆ H ₁₁ NH ₂	5,2	520	592.776.700
3.	CCl ₄	-	3300	20.166.630.000
4.	NaOH	5,45	218	666.109.900
5.	H ₂ O	28,7	518	0,00
6.	C ₆ H ₁₁ NHNSO ₃ Na	1,6	335	40.942.901.490

Dari harga tersebut kemudian dihitung:

Evaluasi Ekonomi = Harga Produk-Harga Bahan Baku

Evaluasi Ekonomi = 40.942.901.490- 29.369.946.600

Evaluasi Ekonomi = 11.572.954.890

Dari perhitungan tersebut menunjukkan bahwa pabrik sodium siklamat menarik untuk didirikan karena nilai dari harga produk lebih tinggi dibanding bahan baku .

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Sodium Siklamat

Siklamat merupakan senyawa kimia organik yang memiliki rumus kimia $C_6H_{13}NSO_3$. Siklamat pertama kali ditemukan pada tahun 1937 di Universitas illinois dan digunakan sebagai pemanis rendah kalori di Amerika Serikat pada tahun 1950-an dan 1960-an (Das, A. & Chakraborty, R., 2016). Siklamat digunakan dalam bentuk garam seperti sodium siklamat atau kalsium siklamat. Sodium siklamat atau natrium siklamat merupakan senyawa kimia yang memiliki rumus kimia $C_6H_{11}NHSO_3.Na$ atau $C_6H_{12}NNaO_3$ dengan nama dagang *cyclohexylsulfamate sodium*, *Sodium sucaryl* atau *suracyl sodium (IARC Monograph: 197)* . Bentuk dari sodium siklamat yaitu berupa bubuk kristal berwarna putih dengan rasa sangat manis, tidak berbau atau hampir tidak berbau (Nurhandini, D.K., 2010). Pada tahun 1969 penggunaan sodium siklamat 70% untuk minuman , 15% untuk makanan diet dan 15% untuk produk top lainnya . Penggunaan sodium siklamat sempat dilarang oleh beberapa negara maju yaitu Kanada dan Amerika Serikat pada tahun 1970, hal ini disebabkan karena dari hasil studi pemberian makan tikus dengan siklamat menyebabkan tumor kandung kemih. Namun, banyak ilmuwan yang meragukan hasil studi tersebut sehingga dilakukan studi lanjut dengan berbagai spesies hewan. Dan didapatkan hasil studi pemberian makan selama 22 tahun pada monyet yang dilakukan oleh *National Institutes of Health* di Amerika Serikat yang menunjukkan bahwa siklamat ataupun

sakarin tidak menyebabkan kanker pada hewan-hewan tersebut. sodium siklamat tidak bersifat karsinogenik pada manusia, jika digunakan sesuai dengan dosis aman yang telah ditetapkan. Berdasarkan penelitian oleh WHO (*World Healthy Organization*) nilai kadar maksimum harian untuk siklamat yaitu 11 mg/kg berat badan.

1.3.2 Macam-Macam Proses

Pembuatan sodium siklamat diperoleh dari *cyclohexylamine* dengan proses sulfonasi. Dalam produksinya terdapat berbagai perbedaan dalam penggunaan bahan dan juga kondisi operasi. Pemilihan reaksi yang menguntungkan untuk pabrik sodium siklamat dapat ditinjau dari ketersediaan bahan baku, kondisi *overall*, jenis reaktor, kemurnian produk, produk samping, daya jual produk samping dan dampak lingkungan. Berikut ini penjelasan mengenai perbedaan dari proses-proses sulfonasi dalam pembuatan sodium siklamat :

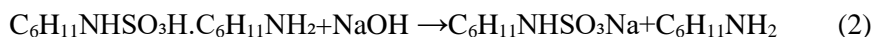
a. Proses I (Proses Sulfonasi dengan Reaktan Sikloheksilamin ($C_6H_{11}NH_2$) dan Sulfur Trioksida (SO_3))

Sikloheksilamin direaksikan dengan sulfur trioksida (SO_3). Proses pertama yaitu gas sulfur trioksida di injeksikan atau di masukkan ke dalam reaktor alir turbulent yang telah diisi dengan sikloheksilamin pada tekanan berkisar 15 - 50 mm Hg absolut pada rasio molar sulfur trioksida terhadap sikloheksilamin berkisar antara 1:30 sampai 1:150; sikloheksilamin dan belerang trioksida dicampur pada bilangan *reynold* sedikitnya 10.000 dan suhu pada reaktor dipertahankan dari 20°C sampai 50 °C. Berikut reaksi kimianya :



Metode ini menghasilkan produk *cyclohexylamine cyclohexylsulfamate* (Villars, C.E. et al , 1968). Kemudian produk hasil reaksi tersebut dilarutkan dengan larutan sodium hidroksida

30% dan dihasilkan produk sodium siklambat dan produk samping (Robinson, J.W., et al., 1945) . Berikut reaksinya :



Penambahan larutan NaOH dilakukan pada suhu 60 °C. selama 1 jam. Nilai perolehan yield dari proses ini yaitu 95 %. (Chembk, 2022)

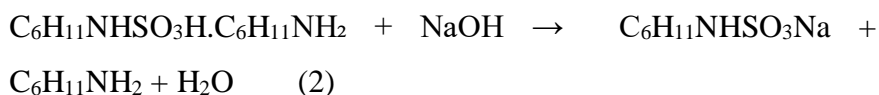
b. Proses II (Proses Sulfonasi dengan Reaktan Sikloheksilamin (C₆H₁₁NH₂) dan Asam Klorosulfonat (HSO₃Cl) dengan pelarut Karbon Tetraklorida (CCl₄))

Sodium Siklambat dapat dibuat dengan proses sulfonasi Sikloheksilamin dan Asam Klorosulfonat. Berdasarkan penelitian Robinson J.W, et al. pada tahun 1945 proses pembuatannya yaitu sikloheksilamin disulfonasi dengan melarutkan 520 berat sikloheksilamin (C₆H₁₁NH₂) dalam 3.300 berat karbon tetraklorida (CCl₄) kemudian secara perlahan di tambahkan 194 berat asam klorosulfonat (HSO₃Cl). Reaksi pencampuran tersebut menghasilkan garam sikloheksilsulfamat N-Sikloheksilsulfamat dan Sikloheksilammonium Hidroklorida. Berikut reaksi nya :

Reaksi Utama :



Produk dan hasil samping proses sulfonasi tersebut kemudian dinetralkan dalam larutan natrium hidroksida (NaOH) 40% dengan berat 218 . Penetralkan tersebut menghasilkan produk utama yaitu sodium siklambat (C₆H₁₁NHSO₃Na) dan hasil samping. Berikut reaksi utama yang terjadi :



Untuk memisahkan produk dari bahan baku yang masih terbawa dilakukan proses pemanasan dan penyaringan. Biasanya pemanasan pada proses sulfonasi berlangsung dengan suhu sekitar

60-100°C. (Robinson, J.W., 1945). Hasil perolehan yield dengan bahan ini yaitu 98%. Keunggulan proses ini yaitu bahan baku yang digunakan murah dan reaksi berjalan cepat (Chembk., 2022).

c. Proses III (Proses Sulfonasi Sikloheksil Amonium Klorida dan Asam Klorosulfonat dengan pelarut kloroform)

Sodium siklamat dibuat dengan menambahkan secara perlahan 56 gram asam klorosulfonat (HSO_3Cl) ke dalam *agitated slurry* dari sikloheksil ammonium klorida ($\text{C}_6\text{H}_{14}\text{ClN}$) sebanyak 68 grams yang terlarut dalam 400 ml kloroform (CHCl_3). Reaksi bersifat sangat eksotermis dan berlangsung cepat sehingga kondisi operasi dijaga pada suhu 10°C menggunakan *external ice cooling* . Setelah semua asam klorosulfonat ditambahkan, kemudian campuran dihangatkan secara perlahan semalaman hingga mencapai suhu ruangan.

Hasil reaksi menghasilkan produk berupa endapan garam Sikloheksil amonium dari asam klorosulfonat. Sebagian besar HCl yang terbentuk langsung menguap dalam bentuk gas. Dalam selang waktu 20 menit, 100 gram sikloheksilamin ($\text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_2$) kemudian ditambahkan ke dalam campuran reaksi. kemudian *slurry* dipanaskan selama satu jam. Selama penambahan amina pada tahap kedua, garam sikloheksilamina dari asam klorosulfonat dikonversi menjadi garam sikloheksilamina dari asam sikloheksilsulfamat. Kemudian juga terbentuk garam sikloheksilamina dari asam klorida (HCl).

Sebanyak 50 gram natrium hidroksida dilarutkan dalam 500 ml air. Larutan tersebut dengan cepat ditambahkan kedalam produk hasil reaksi. Lapisan kloroform dihilangkan dengan mencuci sebanyak tiga kali menggunakan air 50 ml. Sikloheksilamin berlebih (tidak bereaksi) yang tersisa dilapisan dihilangkan dengan penyulingan azeotropik 310 ml. Residu distilasi dipekatkan dan mengkristal karena pendinginan dan agitasi. Setelah disaring, dicuci

dan dikeringkan, kristal murni sodium siklamat (*N-sikloheksilsulfamate*) terbentuk (Wallace, 1957).

Selama penambahan asam klorosulfonat dalam sikloheksilamin, campuran reaksinya menjadi sangat kental sehingga sulit untuk mencapai agitasi yang sempurna serta penanganannya yang sulit. Untuk mengatasi viskositas yang berlebih maka perlu untuk menggunakan banyak pelarut untuk mengurangi kapasitas peralatan komersial ke tingkat yang tidak diinginkan (Wallace, 1957).

1.3.3 Perbandingan Proses

Berdasarkan proses yang ada kemudian dilakukan pemilihan proses dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut:

Tabel 1. 6 Perbandingan jenis proses sodium siklamat

Parameter	Proses I	Proses II	Proses III
Bahan baku	Sikloheksil amin, Sulfur Trioksida, Sodium Hidroksida	Sikloheksil amin, Asam Klorosulfonat, Karbon Tetraklorida, Sodium Hidroksida	Sikloheksil amonium, Asam Klorosulfonat, Kloroform, Sodium Hidroksida
Pelarut	-	CCl ₄	Kloroform
Jenis Reaktor	Reaktor Alir Turbulen	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Suhu reaksi	60 °C	60 °C	60 °C
Konversi	-	90%	-
Yield	95%	98%	-
Metode pemisahan	Evaporasi	Evaporasi	Distilasi

Dari tabel perbandingan diatas, pada perancangan pabrik sodium siklamat dipilih proses sulfonasi Sikloheksilamin dan Asam Klorosulfonat dengan pelarut Karbon tetraklorida.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Pada Tinjauan termodinamika ditunjukkan untuk mengetahui apakah reaksi bersifat eksotermis atau endotermis dan reaksi spontan atau non spontan. Penentuan panas reaksi yang berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung dengan perhitungan panas pembentukan standar ($\Delta H^{\circ}f$). Penentuan reaksi spontan atau non spontan dapat dihitung dari energi bebas gibbs ($\Delta H^{\circ}g$). Berikut adalah nilai $\Delta H^{\circ}f$ dan $\Delta H^{\circ}g$ masing-masing komponen pada suhu 298,15 K dan tekanan 1 atm:

Tabel 1. 7 Harga Entalpi dan Energi Gibbs

Komponen	Harga $\Delta H^{\circ}f$ (kJ/mol)	Harga $\Delta G^{\circ}f$ (Kj/mol)
Sikloheksilamin ($C_6H_{11}NH_2$)	-89,66	82,31
Asam klorosulfonat (HSO_3Cl)	-719,94	-54,64
sikloheksilammonium N- Sikloheksilsulfamat ($C_6H_{11}NHSO_3H.C_6H_{11}NH_2$)	-848,14	29,59
Sikloheksilammonium Hidroklorida ($C_6H_{11}NH_3Cl$)	-408,2	151,38
Natrium Hidroksida (NaOH)	-469,15	-379,494
Air (H_2O)	- 285,83	-273,129
Natrrium Sulfat (Na_2SO_4)	-138,71	-1266,83
Natrium Klorida (NaCl)	-411,12	-384,138
Asam Sulfat (H_2SO_4)	-814	-690,003
Asam Klorida (HCl)	-167,2	-131,17
Sodium Siklamat ($C_6H_{11}NHSO_3Na$)	-664,96	-342,17

Setelah mengetahui harga $\Delta H^{\circ}f$ dan $\Delta G^{\circ}f$ pada masing-masing komponen. Kemudian menghitung nilai entalphy dan energi gibbs keseluruhan. Dengan rumus :

$$\Delta H^{\circ}r(298) = \Delta Hf^{\circ}produk - \Delta Hf^{\circ}reaktan$$

$$\Delta G^{\circ}r(298) = \Delta Gf^{\circ}produk - \Delta Gf^{\circ}reaktan \text{ (Yaws,1999)}$$

Untuk nilai $\Delta H^{\circ}f$ dan $\Delta G^{\circ}f$ dikalikan dengan koefisien reaksi masing-masing komponen. Berikut rumus akhirnya :

$$\Delta H^{\circ}r(298) = (\text{Koefisien} \times \Delta Hf^{\circ}produk) - (\text{Koefisien} \times \Delta Hf^{\circ}reaktan)$$

$$\Delta G^{\circ}r(298) = (\text{Koefisien} \times \Delta Gf^{\circ}produk) - (\text{Koefisien} \times \Delta Gf^{\circ}reaktan)$$

Berikut reaksi-reaksi yang terjadi dalam pembuatan sodium siklamat pada suhu 298.15 K dan nilai $\Delta H^{\circ}r$ dan $\Delta G^{\circ}r$, tersaji pada Tabel 1.8 dan Tabel 1.9 berikut :

Tabel 1. 8 Reaksi Pada Proses Pembuatan Sodium Siklamat dan nilai $\Delta H^{\circ}r$

No.	Reaksi	$\Delta H^{\circ}f$ Produk (kJ/mol)	$\Delta H^{\circ}f$ Reaktan (kJ/mol)	$\Delta H^{\circ}r$ (kJ/mol)
1.	$\text{HSO}_3\text{Cl} + 3 \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_2 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NHSO}_3\text{H} \cdot \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_2 + \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_3\text{Cl}$ (3)	-1.256,34	-988,92	-267,42
2.	$\text{C}_6\text{H}_{11}\text{NHSO}_3\text{H} \cdot \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_2 + \text{NaOH} \rightarrow \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NHSO}_3\text{Na} + \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_2 + \text{H}_2\text{O}$ (2)	-1.040,45	1.317,29	276,84
3.	$\text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_3\text{Cl} + \text{NaOH} \rightarrow \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{NaCl}$ (4)	-786,69	-877,35	90,66
4.	$\text{HSO}_3\text{Cl} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{HCl}$ (5)	-981,16	-1.005,77	24,61
5.	$\text{H}_2\text{SO}_4 + 2 \text{NaOH} \rightarrow \text{Na}_2\text{SO}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}$ (6)	-710,37	-1.752,30	1.041,93
6.	$\text{HCl} + \text{NaOH} \rightarrow \text{NaCl} + \text{H}_2\text{O}$ (7)	-697,03	-636,31	-60,72

Tabel 1. 9 Reaksi Pada Proses Pembuatan Sodium Siklamat dan nilai ΔG°_r

No.	Reaksi	$\Delta G^\circ_{\text{Produk}}$ (kJ/mol)	$\Delta G^\circ_{\text{Reaktan}}$ (kJ/mol)	$\Delta G^\circ_{\text{Reaksi}}$ (kJ/mol)
1.	$\text{HSO}_3\text{Cl} + 3 \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_2 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NHSO}_3\text{H} \cdot \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_2 + \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_3\text{Cl}$ (3)	180,97	192,29	-11,32
2.	$\text{C}_6\text{H}_{11}\text{NHSO}_3\text{H} \cdot \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_2 + \text{NaOH} \rightarrow \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NHSO}_3\text{Na} + \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_2 + \text{H}_2\text{O}$ (2)	-532,99	-349,90	-183,09
3.	$\text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_3\text{Cl} + \text{NaOH} \rightarrow \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{NaCl}$ (4)	-574,96	-228,11	-346,84
4.	$\text{HSO}_3\text{Cl} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{HCl}$ (5)	-821,17	-327,77	-493,40
5.	$\text{H}_2\text{SO}_4 + 2\text{NaOH} \rightarrow \text{Na}_2\text{SO}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}$ (6)	-1.813,09	-1.448,99	-364,10
6.	$\text{HCl} + \text{NaOH} \rightarrow \text{NaCl} + \text{H}_2\text{O}$ (7)	-657,27	-510,66	-146,60

Reaksi utama pada proses pembuatan sodium siklamat yaitu reaksi (3) dan (2) untuk reaksi (4), (5), (6) dan (7) merupakan reaksi samping yang terjadi bersama reaksi (2). Reaksi (3) ΔH_r bernilai negatif yaitu -267,42 kJ/mol maka dapat disimpulkan bahwa reaksi bersifat eksotermis dan untuk reaksi (2) bernilai positif yaitu 276,84 kJ/mol maka dapat disimpulkan bahwa reaksi (2) bersifat endotermis. Nilai energi bebas gibbs ΔG_r reaksi (3) pada suhu 298,15 K bernilai negatif yaitu -11,32 kJ/mol sehingga reaksi ini spontan. Nilai energi bebas gibbs ΔG_r reaksi (2) pada suhu 298,15 bernilai negatif yaitu -183,05 sehingga reaksi ini spontan.

Berdasarkan persamaan 14.14 dari Van Ness (1997), nilai konstanta kesetimbangan pada persamaan (1) dan (2) yaitu :

- Persamaan (1) sulfonasi

$$\begin{aligned} \ln K_1 &= \left(\frac{-\Delta G^\circ r}{T \cdot R} \right) \\ \ln K_1 &= \frac{1}{T} \times \left(\frac{-(-11,32)}{8,314} \right) \\ &= e^{\frac{1}{T} \times 1,361} \\ &= e^{\frac{1}{298,15} \times 1,361} \\ &= 1,004 \end{aligned}$$

Pada suhu 60°C (333,15 K) besarnya konstanta kesetimbangan (K₂) dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} \ln \frac{K_2}{K_1} &= \left[-\frac{\Delta H}{R} \right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \\ \ln \frac{K_2}{1,004} &= \left[-\frac{-267,42}{8,314} \right] \left[\frac{1}{333,15} - \frac{1}{298,15} \right] \\ &= -0,0113 \\ &= e^{-0,0113} \\ \frac{K_2}{1,004} &= 0,9887 \\ K_2 &= 0,993 \end{aligned}$$

- Persamaan (2) netralisasi

$$\begin{aligned} \ln K_3 &= \left(\frac{-\Delta G^\circ r}{T \cdot R} \right) \\ \ln K_3 &= \frac{1}{T} \times \left(\frac{-(-183,085)}{8,314} \right) \\ &= e^{\frac{1}{T} \times 22,02} \\ &= e^{\frac{1}{298,15} \times 22,02} \\ &= 1,076 \end{aligned}$$

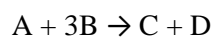
Pada suhu 60°C (333,15 K) besarnya konstanta kesetimbangan (K₂) dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} \ln \frac{K_4}{K_3} &= \left[-\frac{\Delta H}{R} \right] \left[\frac{1}{T_4} - \frac{1}{T_3} \right] \\ \ln \frac{K_4}{1,076} &= \left[-\frac{276,84}{8,314} \right] \left[\frac{1}{333,15} - \frac{1}{298,15} \right] \\ &= -0,0117 \\ &= e^{-0,0117} \\ \frac{K_4}{1,076} &= 1,0118 \\ K_4 &= 1,089 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan di ketahui bahwa nilai K dari masing-masing reaksi bernilai positif, untuk reaksi (1) nilai K nya yaitu 0,993 dan untuk reaksi (2) nilai K nya yaitu 1,089. Berdasarkan persamaan reaksi yang ditandai dengan tanda panah satu arah mengarah ke produk menunjukkan bahwa ke dua reaksi tersebut merupakan reaksi *Irreversibel* atau tidak dapat balik.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Reaksi sulfonasi memiliki orde satu terhadap reaktan A dan orde 3 terhadap reaktan B, sehingga total orde reaksi adalah empat. Berikut persamaan reaksi sulfonasi sikloheksilamin dan asam klorosulfonat:



$$r = k [\text{Reaktan}]^{\text{Orde}}$$

Berdasarkan hasil pencarian literatur, tidak diperoleh data kinetika untuk proses sulfonasi dari sikloheksilamin ($\text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_2$) dan asam klorosulfonat (HSO_3Cl) dengan orde 4.

Maka untuk menentukan nilai kinetika dalam proses ini, digunakan pendekatan nilai kinetika dari proses sulfonasi benzene (C_6H_6) dengan larutan asam sulfat (H_2SO_4). Sehingga persamaan laju reaksi sulfonasi yang didekati menggunakan orde satu menjadi:

$$(-ra) = k \cdot Ca$$

$$(-ra) = k \cdot \text{HSO}_3\text{Cl}^1$$

Berdasarkan hasil percobaan (Kaandrop.,1962), nilai kinetika reaksi sulfonasi benzene dalam larutan asam sulfat terlampir pada tabel 1.10

Tabel 1. 10 Data Kinetika reaksi vs Suhu untuk orde 1

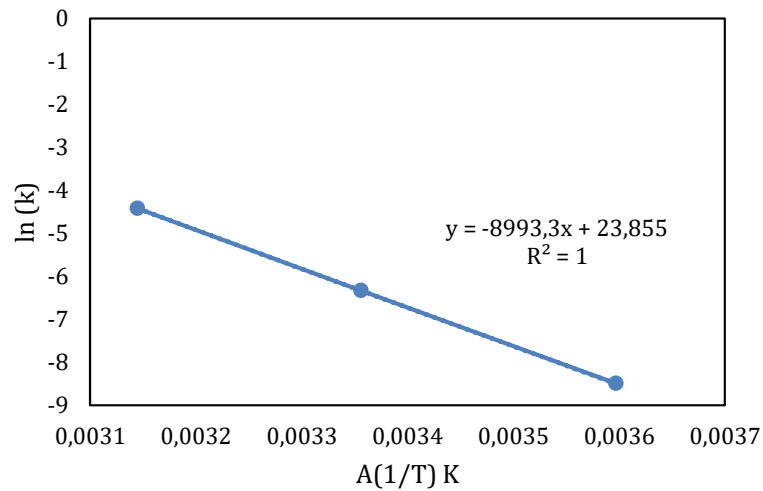
T, °C	$k \cdot 10^{-6}$
5	205
25	1.780
45	12.000

Dari hasil percobaan yang diperoleh, kemudian dilakukan estimasi menggunakan regresi linier dan rumus Arrhenius untuk mencari nilai k (konstanta laju reaksi) pada suhu 60 °C. Berikut hasil operasi perhitungan nilai 1/T dan ln (k) pada tabel 1.12 berikut.

Tabel 1. 11 Tabel data kinetika, nilai 1/T dan ln k

T, °C	T, K	$k \cdot 10^6$	1/T	ln (k)
5	278	0,000205	0,003597	-8,4925
25	298	0,00178	0,003356	-6,33114
45	318	0,012	0,003145	-4,42285

Berdasarkan hasil yang diperoleh pada tabel 1.11, kemudian nilai (1/T) dan ln (k) dioperasikan menggunakan regresi linear untuk mendapatkan nilai *slope* dan *intercept*.



Gambar 1. 5 Grafik ln (k) vs (1/T) K

$$Y = ax + b$$

Dimana: (ax : *Slope* dan b : *Intercept*)

Hukum Laju Reaksi

$$r = k [\text{Reaktan}]^{\text{orde}}$$

$$\text{Orde 1 : } \ln [A] = -kt + \ln [A]_0$$

Persamaan Arrhenius

$$k = A e^{\frac{-Ea}{RT}}$$

$$\ln k = \ln A - \left(\frac{Ea}{RT}\right)$$

$$\ln \frac{k_1}{k_2} = \frac{Ea}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}\right)$$

$$\text{Slope} = \frac{-Ea}{RT}$$

$$\text{Slope} = -8.993,35$$

$$Ea = (-8.993,35 \times 8,314 \text{ J/mol K})$$

$$Ea = 74.770,7 \text{ J/mol K}$$

$$\ln A = \text{Intercept}$$

$$\text{Intercept} = 23,855$$

$$\ln A = \text{Exp}(23,855)$$

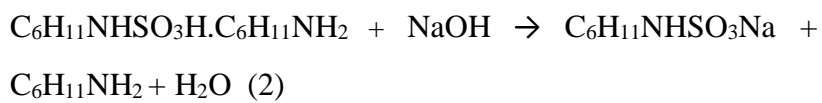
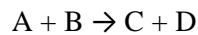
$$A = 22,903,461,803$$

$$k = 22,903,461,803 \times (\text{Exp}(-74.770,7 / (8,314 \times 333,15)))$$

$$k = 0,04327 \quad (\text{Orde } 1)$$

Diperoleh nilai kinetika reaksi (k) yaitu 0,04327 .

Sedangkan untuk reaksi netralisasi masing-masing memiliki orde 1 terhadap reaktan sehingga nilai orde total reaksinya yaitu 2. Berikut persamaan reaksi netralisasi *cyclohexylammonium cyclohexylsulfamate* dengan natrium hidroksida :



$$r = k [\text{Reaktan}]^{\text{Orde}}$$

Berdasarkan hasil pencarian literatur, tidak diperoleh data kinetika untuk proses sulfonasi dari netralisasi *cyclohexylammonium cyclohexylsulfamate* dengan natrium hidroksida dengan orde 2.

Maka untuk menentukan nilai kinetika dalam proses ini, digunakan pendekatan nilai kinetika dari proses netralisasi asam kuat dengan basa kuat. Sehingga persamaan laju reaksi netralisasi yang didekati menggunakan orde satu menjadi:

$$(-ra) = k \cdot Ca$$

$$(-ra) = k \cdot \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NHSO}_3\text{H} \cdot \text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_2 \quad ^1$$

Berdasarkan hasil percobaan (Gomez, *et al.*, 2010), nilai kinetika reaksi netralisasi yaitu $0,02 \text{ s}^{-1}$.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Dalam proses perancangan, kualitas produk harus sesuai spesifikasi dan target yang ditentukan. Pembuatan sodium siklamat dapat dirancang berdasarkan variabel-variabel utama yaitu spesifikasi bahan baku dan bahan pendukung, spesifikasi produk serta pengendalian proses dan pengendalian laboratorium produk.

2.1 Spesifikasi Produk

Tabel 2. 1 Spesifikasi Sodium Siklamat

Parameter	Produk
Nama	Sodium Siklamat
Rumus molekul	$C_6H_{11}NHSO_3Na$
BM (g/mol)	201.2
Titik didih ($^{\circ}C$)	239-240
Titik Lebur ($^{\circ}C$)	265
Kemurnian	98%
Impuritis	H_2O
Densitas (gr/cm^3)	1.58 pada suhu 20 C
Viskositas, Cp	1,025
Fasa	Padat
Warna	Putih
Bau	Tidak berbau

Tabel 2.1 Spesifikasi Sodium Siklamat(Lanjutan)

Data kelarutan	Didalam Air : $\geq 100 \text{ mg/ml}$ (20°C) Aceton : $< 1 \text{ mg/ml}$ (20°C)
pH	5.5-7.5 (10% terlarut dalam air)
Sifat	Mudah terbakar
Harga	US \$ 13 /kg

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Berikut merupakan sifat-sifat dari bahan baku dan bahan pendukung yang akan digunakan terdapat pada tabel 2.2 berikut :

Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Parameter	Bahan Baku			Bahan Pendukung
Nama	Sikloheksil amin	Asam klorosulfonat	Natrium hidroksida	Karbon Tetraklorida
Rumus molekul	$\text{C}_6\text{H}_{11}\text{NH}_2$	HSO_3Cl	NaOH	CCl_4
BM (g/mol)	99,18	116,52	40,00	153,82
Titik didih ($^\circ\text{C}$)	134	151	1390	76-77
Titik Lebur ($^\circ\text{C}$)	-17	-80	319	-23
Kemurnian	100%	99%	25 %	100%
Impurities	-	H_2O	H_2O	-
Densitas (gr/cm^3)	0,866 (Pada 20°C)	1,753 (pada suhu 25°C)	2,13 (pada 20°C)	1,594 (pada 25°C)

Tabel 2. 2. Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung (lanjutan)

Parameter	Bahan Baku			Bahan Pendukung
Nama	Sikloheksil amin	Asam klorosulfonat	Natrium hidroksida	Karbon Tetraklorida
Viskositas, cP (60 °C)	0,96	0,6	669	0,58
Fasa	Cair	Cair	Padat	Cair
Warna	Tidak berwarna	Kuning muda	Putih	Tidak berwarna
Bau	Seperti amina	Bau menyengat	Tidak berbau	seperti kloroform
Data Kelarutan dalam air (gram/ml)	17,4 (20 °C)	-	110 (20 °C)	0,846 (20 °C)
pH	11.5 (100g/l,H ₂ O , < 1 (H ₂ O, 20 C) 20 C)		> 14 pada 100 g/l 20 °C	-
Sifat	Mudah terbakar, toksik dan berbahaya apabila terkena kulit atau tertelan	Korosif, dapat menyebabkan iritasi pada saluran pernapasan	Dapat korosif terhadap logam. Menyebabkan kulit terbakar parah dan kerusakan mata	Beracun, Karsinogenik. Berbahaya bagi lingkungan perairan dan lapisan ozon
Harga	US\$ 1 /kg	US\$ 0.3/kg	US\$ 0,4/Kg	US\$ 0,45/kg

2.3 Pengendalian Kualitas

Dalam proses manufaktur diperlukan proses Pengendalian kualitas agar produk yang dihasilkan memiliki kualitas yang sesuai dengan kriteria yang dikehendaki melalui proses pengawasan dan pengendalian dengan sistem kontrol. Pengendalian kualitas merupakan upaya untuk mempertahankan nilai kualitas suatu produk. Fungsi dari pengendalian kualitas adalah menghasilkan produk yang sesuai dengan standar yang telah ditentukan.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk merupakan tahapan dalam produksi untuk menjaga kualitas produk mulai dari proses pembuatan sampai produk jadi serta mencegah adanya produk yang tidak memenuhi kualitas standar spesifikasi yang telah ditentukan. Pengendalian kualitas produk tercapai dengan baik apabila proses produksi beroperasi sesuai dengan desain. Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi produksi pada pabrik dilakukan dengan rangkaian instrumen pengendalian yang berpusat di ruang kontrol yang dioperasikan secara jarak jauh. Dalam suatu pabrik indikator seperti *mass flow*, *rate flow*, suhu, tekanan serta alat instrument utama dan pendukung telah di *setting* sesuai dengan standar operasi pabrik yang terhubung langsung dengan *control panel* utama. Apabila terjadi penyimpangan nilai yang telah ditetapkan pada indikator masing-masing variabel yang ingin dijaga pada suatu proses, operator dapat mengetahuinya dengan sinyal berbentuk nyala cahaya, bunyi, dan lain sebagainya. Dengan itu operator dapat mengembalikan nilai yang menyimpang tersebut ke kondisi semula secara otomatis maupun manual jika diperlukan. Pada pabrik sodium siklamat ini, instrumen kontrol yang perlu digunakan adalah sebagai berikut:

1. *Flow controller*

Merupakan alat yang dipasang untuk mengatur besarnya aliran dalam pipa, baik itu aliran masuk maupun aliran keluar proses dengan cara menyesuaikan bukaan *valve* agar sesuai dengan *set point* yang sudah ditentukan.

2. *Level controller*

Merupakan alat yang dipasang pada dinding tangki untuk memonitor ketinggian cairan didalam tangki. Jika nilai yang ditunjukkan oleh indikator menyimpang, maka *controller* akan mengembalikan nilai tersebut ke nilai *set point* nya.

3. *Ratio controller*

Merupakan alat yang dipasang untuk mengatur aliran bercabang agar rasio masing-masing aliran tetap terjaga. *Controller* ini mengirimkan sinyal kepada *flow controller* jika terjadi disturbansi atau gangguan.

4. *Temperature controller*

Instrumen ini digunakan untuk mengamati suhu pada suatu proses. Bila terjadi penyimpangan nilai pada proses yang diamati, instrumen ini akan mengirimkan sinyal untuk memperbaiki gangguan.

2.3.2 Pengendalian kualitas bahan baku dan bahan pendukung

Pengendalian kualitas bahan baku adalah salah satu tahapan krusial guna menghasilkan produk yang dikehendaki. Sebelum proses produksi, dilakukan analisa atau pengujian terhadap bahan baku dan bahan pendukung yang terdiri dari sikloheksilamin, asam klorosulfonat, natrium hidroksida dan karbon tetraklorida. Tujuan pengujian ini dilakukan agar bahan baku dan bahan pendukung yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan di dalam desain produksi. Pengujian yang dilakukan seperti kelarutan dalam air, densitas, titik lebur, dan lain sebagainya. Pengujian dapat dilakukan dengan cara melakukan *sampling* untuk analisa kemurnian bahan baku di laboratorium pabrik pada setiap saat bahan baku tiba di lokasi pabrik sebelum digunakan dalam proses.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Pengendalian kualitas proses produksi berfungsi untuk mempertahankan kualitas produk yang dapat berubah selama proses berlangsung. Kelancaran proses produksi menjadi salah satu kunci untuk menghasilkan produk yang sesuai dengan spesifikasi. Produk yang sesuai spesifikasi dapat dicapai dengan penjalanan proses produksi yang sesuai dengan desain. Hal ini mencakup

mempertahankan kondisi operasi tiap alat dan laju alir di setiap alat produksi pada nilai desainnya. Pengendalian proses produksi dilakukan dengan alat pengendali yang terpasang di setiap alat produksi. Proses pengendalian berpusat di *control room* (ruang pengendali). Pengendalian proses produksi pabrik meliputi aliran dan sistem kontrol. Alat sistem kontrol antara lain *Temperatur control (TC)*, *Flow Control (FC)*, *Level Control (LC)*, dan *Ratio Control (RC)*, Aliran sistem kontrol pada proses produksi antara lain :

1. Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan)
Merupakan aliran yang digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*. Contohnya : (\neq)
2. Aliran elektrik (aliran listrik)
Merupakan aliran yang digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*. Contohnya : (----)
3. Aliran mekanik (aliran gerakan atau perpindahan *Level*)
Merupakan aliran yang digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*

2.3.4 Pengendalian Kualitas Laboratorium Produk

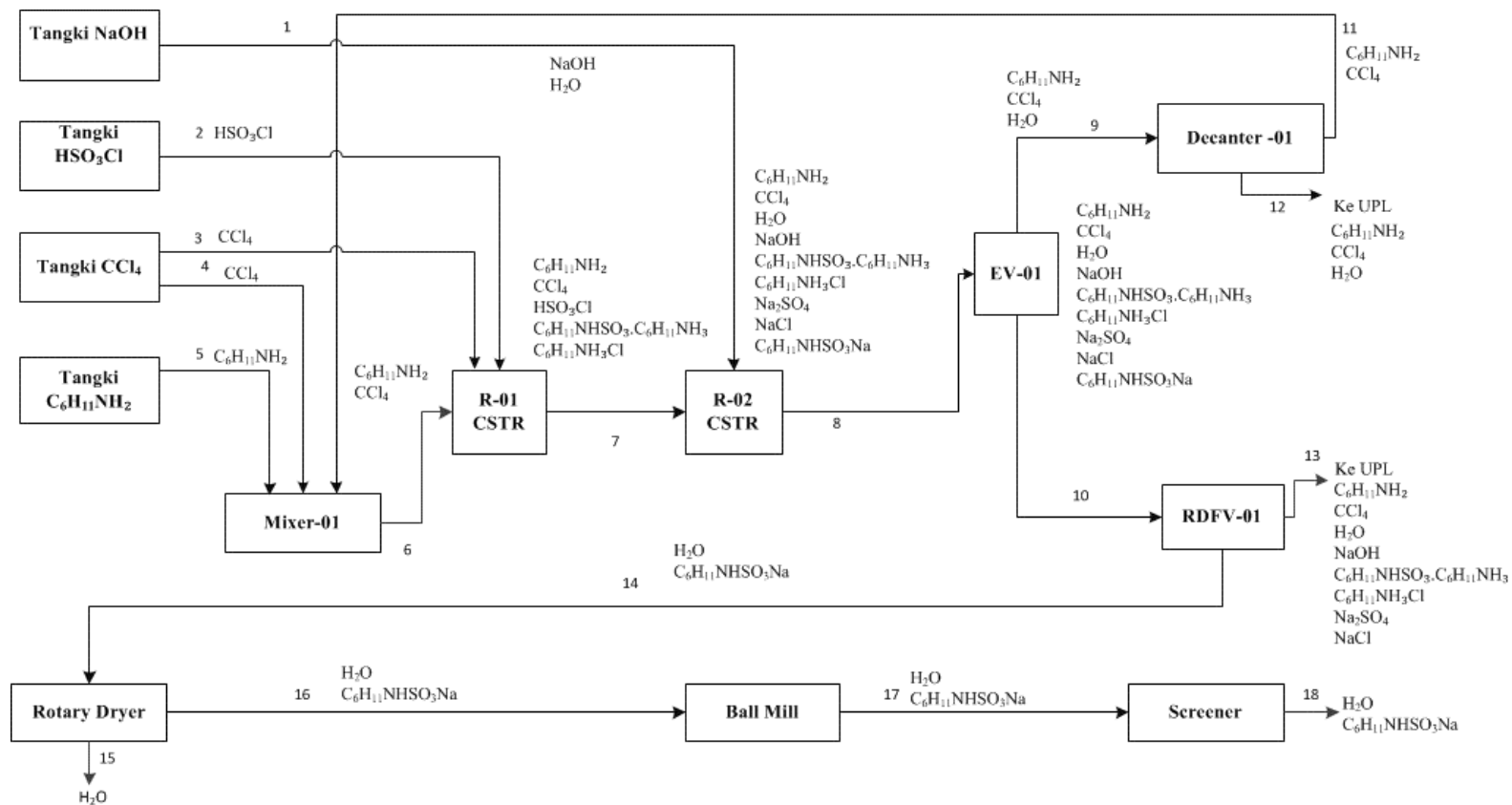
Dalam sebuah manufaktur industri, dibutuhkan proses pengendalian kualitas produk dalam skala laboratorium untuk mengetahui kemurnian produk yang dihasilkan serta persen impuritis dalam produk. *Quality control laboratory* bertujuan untuk menentukan apakah standar produk yang dihasilkan sudah memenuhi spesifikasi produk yang diinginkan. Sodium siklamat mempunyai kemurnian 98% dengan kandungan impuritis air. Pengujian komponen impuritis pada sodium siklamat menggunakan instrument *Liquid Chromatography Mass Spectrophotometri (LC-MS)*.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

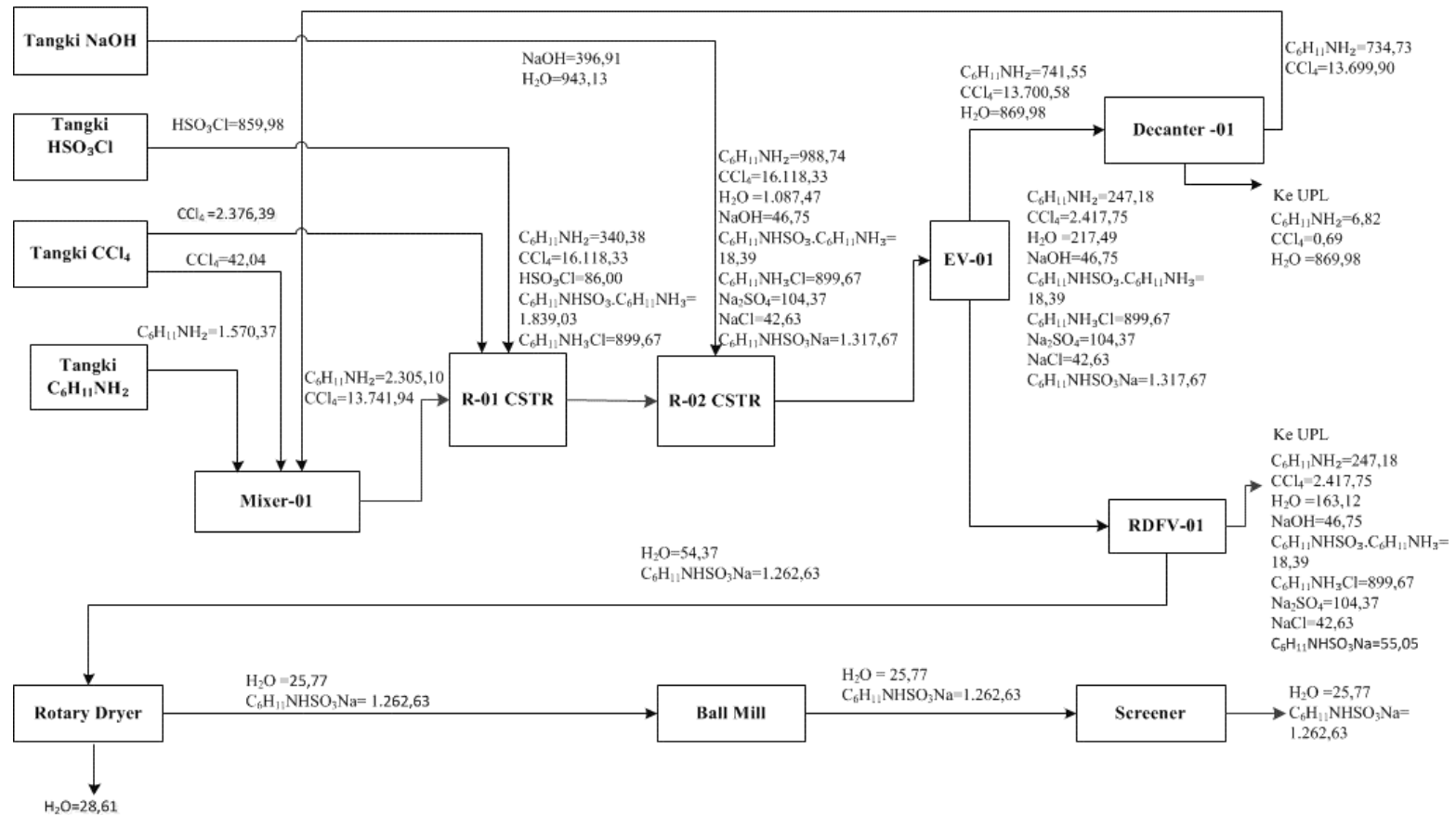
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif

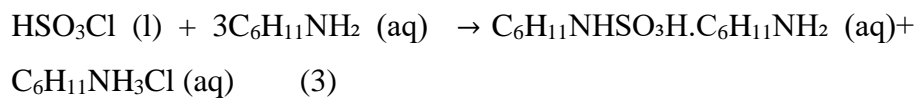


Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

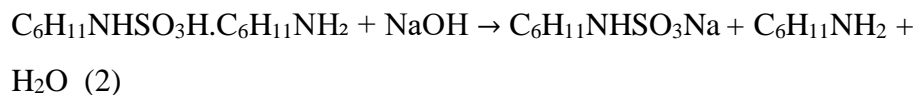
3.2 Uraian Proses

Sodium siklambat dapat dibuat dengan proses sulfonasi sikloheksilamin dan asam klorosulfonat. Berdasarkan penelitian Audrieth, *et al.* pada tahun 1942 proses pembuatannya yaitu sikloheksilamin disulfonasi dengan melarutkan 520 berat sikloheksilamin ($C_6H_{11}NH_2$) dalam 3.100 berat karbon tetraklorida (CCl_4) kemudian secara perlahan di tambahkan 194 berat asam klorosulfonat (HSO_3Cl) dalam 200 berat karbon tetraklorida (CCl_4). Reaksi pencampuran tersebut menghasilkan garam sikloheksilsulfamat N-sikloheksilsulfamat dan sikloheksilammonium hidroklorida. Berikut reaksi nya :

Reaksi Utama :



Produk dan hasil samping dari proses sulfonasi tersebut kemudian dilarutkan dalam larutan Natrium Hidroksida ($NaOH$) . Pelarutan tersebut menghasilkan produk utama yaitu sodium siklambat ($C_6H_{11}NHSO_3Na$) dan hasil samping. Berikut reaksi utama yang terjadi:



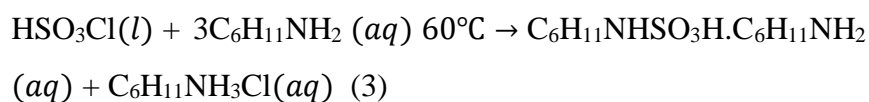
Produk dan hasil samping tersebut diuapkan hingga kering untuk memisahkan produk dari sikloheksilamin dan karbon tetraklorida yang masih terbawa. Kemudian di filtrasi dengan penyaring dan pengeringan kembali dengan dryer. Biasanya pemanasan pada proses sulfonasi berlangsung dengan suhu sekitar $60-100^\circ C$. (Robinson, J.W., 1945). Hasil perolehan *yield* dengan bahan ini yaitu 98%. Keunggulan proses ini yaitu bahan baku yang digunakan murah dan reaksi berjalan cepat (Chembk., 2022)

Sodium siklambat dibuat dengan mereaksikan sikloheksilamin, asam klorosulfonat dan NaOH dengan melakukan beberapa tahapan proses sebagai berikut:

3.2.1 Proses Sulfonasi

Tahapan awal dilakukan dengan mereaksikan sikloheksilamin ($C_6H_{11}NH_2$) dengan asam klorosulfonat (HSO_3Cl) menggunakan pelarut karbon tetraklorida (CCl_4). Reaksi sulfonasi menghasilkan produk sikloheksilammonium N-sikloheksilsulfamat ($C_6H_{11}NH SO_3H \cdot C_6H_{11}NH_2$) dan sikloheksil ammonium hidroklorida ($C_6H_{11}NH_3Cl$). Berikut alur reaksi yang terjadi:

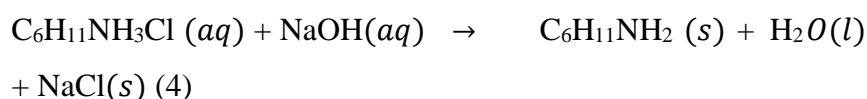
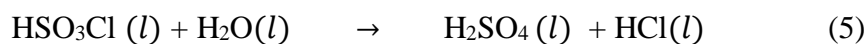
Reaksi sulfonasi:

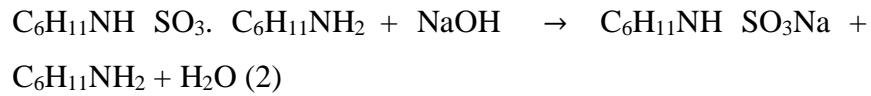


3.2.2 Proses netralisasi

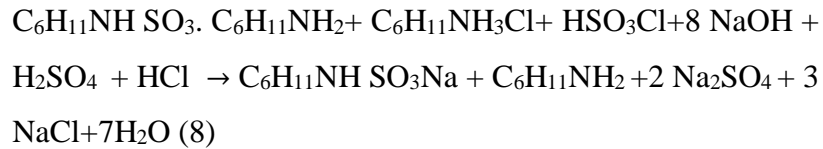
Netralisasi merupakan proses bereaksinya asam dan basa yang membentuk air dan garam. Proses netralisasi dilakukan dengan cara menambahkan produk hasil samping dari proses sulfonasi dengan larutan NaOH yang telah dipanaskan hingga suhu $60^\circ C$. asam sulfat (H_2SO_4) dan asam klorida (HCl) bereaksi sempurna dengan NaOH membentuk Na_2SO_4 dan $NaCl$ sedangkan sikloheksilammonium N-sikloheksilsulfamat ($C_6H_{11}NH SO_3H \cdot C_6H_{11}NH_2$) bereaksi dengan NaOH membentuk natrium siklambat, sikloheksilamin, dan air. Hasil lain berupa sikloheksilammonium klorida beraksi dengan NaOH membentuk sikloheksilamin, $NaCl$ dan air.

Berikut uraian proses yang terjadi:





Persamaan reaksi secara keseluruhan sebagai berikut:



3.2.3 Proses Evaporasi

Proses evaporasi bertujuan untuk memekatkan larutan dengan cara menguapkan pelarutnya. Proses evaporasi ini dilakukan untuk memekatkan larutan campuran dari proses sebelumnya yaitu dengan cara menguapkan air, sikloheksilamin dan karbon tetraklorida yang ikut terbawa yang teruapkan berdasarkan tingkat kelarutannya dalam air.

3.2.4 Proses Filtrasi

Filtrasi adalah proses pemisahan campuran antara padatan dan cairan melalui media penyaring. Pada semua proses filtrasi, umpan mengalir disebabkan adanya tenaga dorong berupa beda tekanan, sebagai contoh adalah akibat gravitasi atau tenaga putar. Proses filtrasi pada proses ini yaitu hasil evaporasi yang berupa padatan natrium siklamat dipisahkan dari padatan lainnya yang masih terlarut dalam air. Padatan siklamat hasil dari proses filtrasi berupa *cake* yang masih mengandung kadar air. *Cake* tersebut kemudian dikeringkan menggunakan *dryer* hingga kadar airnya berkurang sampai 2% lalu di kecilkan ukurannya menggunakan *ball mill*.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Reaktor

Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor

Parameter	R-01	R-02
Fungsi	Mereaksikan umpan dari keluaran mixer yang mengandung sikloheksilamin dan asam klorosulfonat dalam pelarut karbon tetraklorida menjadi produk berupa <i>Cyclohexylammonium N-cyclohexylsulfamate</i> dan produk samping <i>Cyclohexylammonium Hydrochloride</i> melalui reaksi sulfonasi	Menetralkan hasil proses pada reaktor-01 yaitu <i>Cyclohexylammonium N-cyclohexylsulfamate</i> dengan natrium hidroksida menjadi produk berupa natrium siklamat dan sikloheksilamin serta produk samping yaitu asam klorosulfonat yang bereaksi dengan air menjadi asam sulfat dan asam klorida, reaksi asam klorida dengan natrium hidroksida menjadi natrium klorida dan air, reaksi asam sulfat dengan natrium hidroksida membentuk <i>cyclohexylammonium hydrochloride</i> .
Kondisi Operasi :		
- Suhu	60°C	60°C
- Tekanan	1 atm	1 atm

Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor (Lanjutan)

Parameter	R-01	R-02
Jenis Reaktor	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Jenis Head	<i>Torispherical</i>	<i>Torispherical</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i>
Jumlah	1 unit	2 unit
Dimensi Reaktor:		
- Diameter luar	1,05 m	1,37 m
- Tinggi	1,54 m	2,40 m
- Tebal shell	0,19 in	0,19 in
- Tebal head	0,25 in	0,19 in
Dimensi Pengaduk:		
- Jenis	<i>Turbine with 6 Flat Blades</i>	<i>Turbine with 6 Flat Blades</i>
- Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i>
- Diameter	0,35 m	0,45 m
- Tinggi	1,37 m	1,77 m
- Jarak dari dasar	0,46 m	0,59 m
- Jumlah pengaduk	2 Buah	2 Buah
- Power pengaduk	6,20 HP 7,50 HP (NEMA)	13,90 HP 15,00 HP (NEMA)
Dimensi <i>Baffle</i>		
- Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i>
- Lebar <i>Baffle</i>	0,06 m	0,08 m
Jumlah <i>Baffle</i>	4,00	4,00
Dimensi Isolator :		
Tebal Isolator	-	13,95 cm

Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor (Lanjutan)

Parameter	R-01	R-02
Jenis Reaktor	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Harga	US \$ 102.105	US\$ 153.219
Dimensi <i>Baffle</i> - Bahan Konstruksi - Lebar <i>Baffle</i> Jumlah <i>Baffle</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i> 0,06 m 4	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i> 0,08 m 4
Dimensi Isolator : - Tebal Isolator	-	13,95 cm
Harga	US \$ 102.105	US\$ 153.219

3.3.2 Alat Pendukung dan Pemisah

a. Mixer

Tabel 3. 2 Spesifikasi Mixer

Kode	M-01
Fungsi	Mencampurkan umpan Sikloheksilamin dari tangki penyimpanan (T-03) pada suhu 30°C, umpan karbon tetraklorida dari tangki (T-04) pada suhu 30°C, serta sikloheksilamin dan karbon tetraklorida <i>recycle</i> dari Decanter (DC) pada suhu 33,8 °C
Jenis	Tangki Pencampur Berpengaduk
Material	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i>
Kondisi Operasi	
- Suhu	33,8° C
- Tekanan	1 atm
Jumlah	1 buah
Diameter	1,47 m
Tinggi Tangki	2,04 m
Volume	2,28 m ³
Tebal Shell	0,19 in
Tebal Head	0,19 in
Diameter Pengaduk	0,50 m
Harga	US \$ 560.905

b. Evaporator

Tabel 3. 3 Spesifikasi Evaporator

Kode	EV-01
Fungsi	Menguapkan dan memisahkan <i>solvent</i> CCl ₄ dari campuran output reaktor 2
Jenis	<i>Forced Circulation Evaporator With Horizontal External Element</i>
Material	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i>
Kondisi Operasi :	
- Suhu	95 °C
- Tekanan	1 atm
Jumlah	1
Dimensi Evaporator:	
- Diameter	2,85 m
- Tinggi	4,27 m
- Tebal Shell	0,25 in
- Tebal Head	0,25 in
Dimensi Heat Exchanger:	
Shell Side	
- Fluida Panas	<i>Steam</i>
- ID Shell	25 in
- Pass	1 buah
Tube Side :	
- Fluida dingin	<i>Heavy Organic</i>
- Jumlah Tube	90
- OD Tube	1,50 in
- BWG	16 BWG
- ID Tube	1,37 in
- Panjang Tube	16 ft
Faktor kekotoran HE:	
- Rd	0,0032
- Rd min	0,003
Harga	US \$ 180.610

c. Decanter

Tabel 3. 4 Spesifikasi Dekanter

Kode	DEC
Fungsi	Memisahkan H ₂ O, Sikloheksilamin dari CCL ₄ berdasarkan perbedaan densitas dan polaritas
Jenis	<i>Horizontal Cylinder Vessel</i>
Material	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i>
Kondisi Operasi:	
- Suhu	35°C
- Tekanan	1 atm
Jumlah	1 buah
Dimensi Dekanter :	
- Diameter	0,96 m
- Panjang	2,87 m
- Tebal Shell	0,004 m
- Tebal Head	0,004 m
Waktu Tinggal	5,57 menit
Diameter Pipa :	
- Umpan	0,07 m
- Fase Berar	0,07 m
- fase Ringan	0,03 m
Tinggi Posisi Pipa :	
- Umpan	0,43 m
- Fase Berar	0,86 m
- fase Ringan	0,72 m
Harga	US\$ 18.220

d. Rotary Drum Vakum Filter (RDVF)

Tabel 3. 5 Spesifikasi RDVF

Kode	RDVF
Fungsi	Memisahkan antara padatan sodium siklambat (<i>cake</i>) dengan larutan (<i>filtrat</i>)
Material	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i>
Kondisi Operasi	
- Suhu	31,2 °C
- Tekanan	1 atm
Jumlah	1 Buah
Dimensi Drum :	
- Diameter Luar	2,20 m
- Panjang	3,02 m
- Luas Drum	1,94 m ²
Daya Motor Blower	7,5 HP
Harga	US\$ 192.593

e. Rotary Dryer

Tabel 3. 6 Spesifikasi Rotary Dryer

Kode	RD
Fungsi	Mengurangi kadar air dalam padatan sodium siklambat dari kadar air 3% menjadi 2%
Jenis	<i>Direct contact rotary dryer, counter current</i>
Kondisi Operasi	
- Suhu	130°C
- Tekanan	1 atm
Spesifikasi :	
- Diameter	3,35 m
- Panjang	30,49 m
Daya Motor	42,64 HP
Harga	US\$ 213.870

f. Ball mill

Tabel 3. 7 Spesifikasi *Ball Mill*

Kode	CR
Fungsi	Mengecilkan ukuran padatan sodium siklamat
Jenis	<i>Marcy Ball Mill</i>
Kondisi Operasi:	
- Suhu	30 °C
- Tekanan	1 atm
Jumlah	1 Buah
Dimensi Alat :	
- Diameter	0,91m
- Panjang	1,21 m
- Berat ball	2,73 ton
Kecepatan Putaran	30 rpm
Power	20 HP
Harga	US\$ 112.621

g. Screening Vibrator

Tabel 3. 8 Spesifikasi *Screening Vibrator*

Kode	SV
Fungsi	Menyeragamkan ukuran bahan baku sebesar 80 mesh
Jenis	<i>High Speed Vibrating screen</i>
Material	<i>Carbon Steel</i>
Kondisi Operasi :	
- Suhu	30°C
- Tekanan	1 atm
Jumlah	1 Unit
Spesifikasi :	
- Luas Screener	33,72 m ²
- Panjang	3,65 m
- Lebar	9,14 m
Power	4 HP
Harga	US\$ 18.098

3.3.3 Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 9 Spesifikasi Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Parameter	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan bahan baku NaOH	Menyimpan bahan baku Asam Klorosulfonat (HSO_3Cl)	Menyimpan bahan baku berupa sikloheksilamin
Jenis	<i>Vertical Tank Flat Bottom</i>	<i>Vertical Tank Flat Bottom</i>	<i>Vertical Tank Flat Bottom</i>
Kondisi Operasi			
- Suhu	30 °C	30 °C	30 °C
- Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
Kapasitas	225.127 Kg	619.185 Kg	3.000,84 Kg
Waktu Tinggal	7 hari	30 hari	30 hari
Jenis Head	<i>Torispherical Roof</i>	<i>Torispherical Roof</i>	<i>Torispherical Roof</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Stainles Steel SA-167 Type 316</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 Unit	1 Unit	1 Unit

Tabel 3. 9 Spesifikasi Penyimpanan Bahan Baku dan Produk (Lanjutan)

Parameter	T-01	T-02	T-03
Dimensi :			
- Tinggi	9,14 m	9,14 m	16,46 m
- Diameter	9,14 m	9,14 m	15,24 m
- Tebal Shell			
<i>Course 1</i>	0,25 in	0,19 in	0,75 in
<i>Course 2</i>	0,19 in	0,19 in	0,75 in
<i>Course 3</i>	0,19 in	0,19 in	0,62 in
<i>Course 4</i>	0,19 in	0,19 in	0,50 in
<i>Course 5</i>	0,19 in	0,19 in	0,44 in
<i>Course 6</i>	-	-	0,31 in
<i>Course 7</i>	-	-	0,31 in
<i>Course 8</i>	-	-	0,19 in
<i>Course 9</i>	-	-	0,19 in
- Tebal Bottom	1,25 in	0,62 in	
- Tebal Roof	0,44 in	0,44 in	
Harga	US\$ 157.254	US\$ 157.254	US\$ 477.143

Tabel 3. 9 Spesifikasi Penyimpanan Bahan Baku dan Produk (Lanjutan)

Parameter	T-04	SL-01
Fungsi	Menyimpan bahan baku Karbon Tetraklorida (CCl ₄)	Menyimpan Produk Sodium Siklamat
Jenis	<i>Vertical Tank Flat Bottom</i>	<i>Vertical Tank Flat Head</i>
Kondisi Operasi		
- Suhu	30 °C	30 °C
- Tekanan	1 atm	1 atm
Kapasitas	4.932.620 kg	216.450 Kg
Waktu Tinggal	30 hari	14 hari
Jenis <i>Head</i>	<i>Torispherical Roof</i>	<i>Flat Head</i>
Jenis <i>Bottom</i>	<i>Flate bottom</i>	<i>Conical bottom</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Stainles Steel SA-167 Type 316</i>
Jumlah	2 Buah	2 Buah

Tabel 3.9 Spesifikasi Penyimpanan Bahan Baku dan Produk (Lanjutan)

Parameter	T-04	SL-01
Dimensi :		
- Tinggi	18,29 m	13,14 m
- Diameter	18,29 m	5,45 m
- Tebal Shell		0,31 in
<i>Course 1</i>	1,00 in	-
<i>Course 2</i>	0,88 in	-
<i>Course 3</i>	0,75 in	-
<i>Course 4</i>	0,75 in	-
<i>Course 5</i>	0,62 in	-
<i>Course 6</i>	0,50 in	-
<i>Course 7</i>	0,37 in	-
<i>Course 8</i>	0,31 in	-
<i>Course 9</i>	0,19 in	-
<i>Course 10</i>	0,19 in	-
- Tebal Bottom	2,25 in	-
- Tebal Roof	1,75 in	0,44 in
Harga	US\$ 650.660	US\$ 190.000

3.3.4 Pompa

Tabel 3. 10 Spesifikasi Pompa

Parameter	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan NaOH dari truk menuju ke T-01	Mengalirkan Asam Klorosulfonat dari truk ke T-02	Mengalirkan Karbon Tetraklorida dari truk ke T-03	Mengalirkan Sikloheksilamin dari truk ke T-04
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	5,51 gpm	2,62 gpm	54,10 gpm	14,19 gpm
Jumlah	1 Buah	1 buah	1 buah	1 buah
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Stainles Steel SA-167 Type 316</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Dimensi :				
- ID	1,38 in	0,82 in	3,07 in	1,61 in
- OD	1,17 in	1,05 in	3,50 in	1,90 in
- IPS	1,25 in	0,75 in	3,00in	1,50 in
- Flow area	1,50 in ²	0,53 in ²	7,38 in ²	2,04 in ²

Tabel 3. 10 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Parameter	P-01	P-02	P-03	P-04
Kecepatan Aliran	1,18 ft/s	1,57 ft/s	2,25 ft/s	2,23 ft/s
Power Pompa	0,84 Kw	0,36 kW	1,79 Kw	0,77 kW
Power Motor	1,12 Kw	0,56 kW	2,24 Kw	1,12 kW
Harga	US\$ 12.106	US\$ 5.747	US\$ 11.861	US\$8.193

Tabel 3. 10 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Parameter	P-05	P-06	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan NaOH dari T-01 ke R-02	Mengalirkan Asam Klorosulfonat dari T-02 ke Mixer	Mengalirkan Karbon Tetraklorida dari T-03 ke R-01	Mengalirkan karbon tetraklorida dari T-03 menuju Mixer
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	5,51 gpm	2,62 gpm	0,05 gpm	46,12 gpm
Jumlah	1 Buah	1 buah	1 buah	1 buah
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Stainles Steel SA-167 Type 316</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>

Tabel 3. 10 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Parameter	P-05	P-06	P-07	P-08
Dimensi :				
- ID	2,07 in	0,82 in	0,269 in	3,068 in
- OD	2,38 in	1,05 in	0,405 in	3,5 in
- IPS	3 in	0,75 in	0,125 in	4 in
- Flow area	3,35 in ²	0,53 in ²	0,058 in ²	7,38 in ²
Kecepatan Aliran	0,53 ft/s	1,59 ft/s	0,29 ft/s	2,23 ft/s
Power Pompa	1,12 Kw	0,13 Kw	0,002 Kw	0,30 Kw
Power Motor	1,12 Kw	0,19 Kw	0,03 Kw	0,37 Kw
Harga	US\$ 9.416	US\$ 5.747	US\$ 3.179	US\$ 11.861

Tabel 3. 10 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Parameter	P-09	P-10	P-11	P-12
Fungsi	Mengalirkan Sikloheksilamin dari T-03 ke Mixer	Mengalirkan Output Mixer ke R-01	Mengalirkan output R-01 Ke R-02	Mengalirkan Output R-02A ke R-02B
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	14,19 gpm	45,20 gpm	76,10 gpm	75,61 gpm
Jumlah	1 Buah	1 buah	1 buah	1 buah
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Stainles Steel SA-167 Type 316</i>	<i>Stainles Steel SA-167 Type 316</i>	<i>Stainles Steel SA-167 Type 316</i>
Dimensi :				
- ID	1,61 in	3,07 in	0,40 in	4,03 in
- OD	1,90 in	3,50 in	0,45 in	4,50 in
- IPS	1,50 in	3,00 in	4,00 in	4,00 in
- Flow area	2,04 in ²	7,38 in ²	12,70 in ²	12,70 in ²

Tabel 3. 10 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Parameter	P-09	P-10	P-11	P-12
Kecepatan Aliran	2,23 ft/s	1,97 ft/s	1,92 ft/s	1,91 ft/s
Power Pompa	0,10 kW	5,59 kW	1,84 Kw	1,89 kW
Power Motor	0,18 kW	5,59 kW	3,72 Kw	3,73 kW
Harga	US\$ 8.193	US\$ 16.997	US\$ 19.810	US\$ 19.810

Tabel 3. 10 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Parameter	P-13	P-14	P-15	P-16
Fungsi	Mengalirkan output R-02B ke Evaporator	Mensirkulasikan input dari evaporator ke HE-04	Mengalirkan output HE ke RDVF	Mengalirkan Output Bawah dekanter menuju mixer
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	75,68 gpm	23,32 gpm	22,61 gpm	53,64 gpm
Jumlah	1 Buah	1 buah	1 buah	1 buah
Bahan Konstruksi	<i>Stainles Steel SA-167 Type 316</i>	<i>Stainles Steel SA-167 Type 316</i>	<i>Stainles Steel SA-167 Type 316</i>	<i>Stainles Steel SA-167 Type 316</i>

Tabel 3. 10 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Parameter	P-13	P-14	P-15	P-16
Dimensi :				
- ID	4,03 in	3,07 in	2,07 in	3,07 in
- OD	4,50 in	3,50 in	2,38 in	3,50 in
- IPS	4,00 in	3,00 in	2,00 in	3,00 in
- Flow area	12,70 in ²	7,38 in ²	3,35 in ²	7,38 in ²
Kecepatan Aliran	1,91 ft/s	1,97 ft/s	2,23 ft/s	2,33 ft/s
Power Pompa	14,9 kW	3,72 kW	14,9 kW	3,73 kW
Power Motor	14,9 kW	5,59 kW	14,9 Kw	3,73 kW
Harga	US\$ 19.810	US\$ 9.171	US\$ 13.451	US\$ 16.997

3.3.5 Belt Conveyor (BC)

Tabel 3. 11 Spesifikasi Belt Conveyor

Parameter	BC-01	BC-02	BC-03	BC-04
Fungsi	Mengangkut padatan sodium siklamat dari RDVF ke Rotary Dryer	Mengangkut padatan sodium siklamat dari <i>Rotary dryer</i> ke <i>Ball mills</i>	Mengangkut padatan sodium sodium siklamat dari Ball mill ke <i>screener</i>	Mengangkut padatan sodium siklamat dari <i>Screener</i> ke <i>Bucket Elevator</i>
Jenis	<i>Belt conveyor, continuous, closed</i>	<i>Belt conveyor, continuous, closed</i>	<i>Belt conveyor, continuous, closed</i>	<i>Belt conveyor, continuous, closed</i>
Kapasitas	1,62 ton/jam	1,59 ton/jam	1,59 ton/jam	1,54 ton/jam
Kemiringan	20°	10 °	10 °	10 °
Panjang	10,47 ft	16,66 ft	9,99 ft	16,66 ft
Lebar	14 in	14 in	14 in	14 in
Kecepatan	5,06 ft/m	4,96 ft/m	4,96 ft/m	4,83 ft/m
Power	0,5 HP	0,5 HP	0,5 HP	0,5 HP
Harga	US\$ 4.891	US\$ 8.071	US\$ 6.236	US\$ 8.071

3.3.6 Bucket Elevator (BE)

Tabel 3. 12 Spesifikasi Bucket Elevator

Parameter	BE
Fungsi	Mengangkut produk sodium siklamat menuju silo penyimpanan
Jenis	<i>Continous Bucket Elevator</i>
Kapasitas	1,29 ton/jam
Jumlah	1
Dimensi	
- Panjang	8 in
- Lebar	7,75 in
- Tinggi	25 ft
- Spacing Bucket	13,5 in
- Jumlah Bucket	23 buah
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kecepatan	3,25 ft/menit
Power Motor	1,5 HP
Harga	US\$ 18.954

3.3.7 Alat Penukar Panas (Heat Exchanger)

Tabel 3. 13 Spesifikasi Heat Exchanger

Parameter	HE-01	HE-02	HE-03	CL-01
Fungsi	Memanaskan arus umpan T-02 dari suhu 30°C menjadi 60 °C	Memanaskan arus umpan Mixer dari suhu 33,8 °C menjadi 60 °C	Memanaskan arus umpan T-01 dari suhu 30°C menjadi 60 °C	Mendinginkan arus keluar bawah Evaporator dari suhu 95 °C menjadi 35 °C
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Fluida Panas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>	Campuran larutan Heavy Organic
Fluida Dingin	Asam Klorosulfonat (HSO ₃ Cl)	Campuran larutan Sikloheksilamin dan CCL ₄	Campuran larutan <i>Heavy Organic</i>	Air Pendingin
Posisi Fluida				
- Panas	<i>Inner pipe</i>	<i>Inner pipe</i>	<i>Inner Pipe</i>	<i>Inner pipe</i>
- Dingin	<i>Annulus</i>	<i>Annulus</i>	<i>Annulus</i>	<i>Annulus</i>
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit

Tabel 3. 13 Spesifikasi Heat Exchanger (lanjutan)

Parameter	HE-01		HE-02		HE-03		CL-01	
Spesifikasi	Inner pipe	Annulus	Inner Pipe	Annulus	Inner Pipe	Annulus	Inner Pipe	Annulus
- ID	3,06 in	4,5 in	3,06 in	4,02 in	3,06 in	4,02 in	3,06 in	4,02 in
- OD	3,50 in	4,02 in	3,5 in	4,5 in	3,5 in	4,5 in	3,50 in	4,5 in
- Panjang	-	5,66 lin ft	-	12,62 lin ft	-	95,21	-	59,95 lin ft
- <i>Hairpin count</i>	-	1 buah	-	3 buah	-	19 buah	-	12 buah
- <i>Pressure Drop</i>	4×10^{-8}	6×10^{-3}	2×10^{-5}	2,29	1×10^{-5}	0,91	7×10^{-6}	0,96
Luas transfer panas	6,665 ft ²		14,864 ft ²		112,161 ft ²		54,97 ft ²	
<i>UD</i>	20,36 Btu/jam.ft ² .F		227,99 Btu/jam.ft ² .F		11,87 Btu/jam.ft ² .F		177,68 Btu/jam.ft ² .F	
<i>UC</i>	146,56 Btu/jam.ft ² .F		721,51 Btu/jam.ft ² .F		12,31 Btu/jam.ft ² .F		380 Btu/jam.ft ² .F	
<i>Calculated dirt factor(RD)</i>	0,003		0,003		0,003		0,003	
Harga	US\$ 1.834		US\$ 2,690		US\$ 5.014		US\$ 3.913	

3.3.8 Alat Condenser Subcooler (CS)

Tabel 3. 14 Spesifikasi Condenser Subcooler

Parameter	CS
Fungsi	Mengubah fasa dari uap menjadi cair pada suhu 95° C ke 86 °C dan kemudian mendinginkan cairan hingga suhu 35 °C
Material	<i>Stainles Steel SA-167 Type 316</i>
Condenser :	
- Δt	103,52 F
- U_c	95,52 BTU/hr.ft ² F
- A_c	62,55 ft ²
Subcooler:	
- Δt	45,97 F
- U_s	49,83 BTU/hr.ft ² F
- A_s	43,20 ft ²
- Jenis	<i>Shell and tube</i>
Fluida Panas	Campuran larutan sikloheksilamin dan karbon tetraklorida
Fluida Dingin	Air pendingin
Posisi Fluida :	
- Panas	<i>Sheel Side</i>
- Dingin	<i>Tube Side</i>
Sheel Side :	
- ID	25 in
- Baffle Space	12 in
- Pases	1
Tube Side :	
- ID	0,62 in
- OD	0,75 in
- <i>Lengt</i>	16 ft
- <i>Number</i>	370
<i>Total Clean Surfacw (A)</i>	105,75 ft ²
<i>Weighted Overall Clean Coeffisient (Uc)</i>	76,85 BTU/hr.ft ² F
<i>UD</i>	7,08 BTU/hr.ft ² F
<i>RD</i>	0,13
Harga	US\$ 21.766

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3. 15 Neraca Massa Total

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
C ₆ H ₁₁ NH ₂	2.305,10	988,74
HSO ₃ Cl	859,98	0,00
CCl ₄	16.118,33	16.118,33
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H.C ₆ H ₁₁ NH ₂	0,00	18,39
C ₆ H ₁₁ NH ₃ Cl	0,00	899,67
NaOH	396,91	46,75
H ₂ O	943,13	1.087,47
Na ₂ SO ₄	0,00	104,37
NaCl	0,00	42,63
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	0,00	1.317,67
TOTAL	20.624	20.624

3.4.2 Neraca Massa Alat

a) Mixer

Tabel 3. 16 Neraca Massa Mixer

Komponen	Input (Kg/jam)			Output (Kg/jam)
	Arus 5	Arus 4	Arus 12	Arus 12
C ₆ H ₁₁ NH ₂	2.305,10	0,00	734,73	2.305,10
CCl ₄	0,00	42,04	13.699,90	13.741,94
Total		16.047,04		16.047,04

b) Reaktor 01

Tabel 3. 17 Neraca Massa Reaktor-01

Komponen	Input (Kg/jam)			Output (Kg/jam)
	Arus 2	Arus 3	Arus 6	Arus 7
C ₆ H ₁₁ NH ₂	0,00	0,00	2.305,10	340,38
CCl ₄	0,00	2.376,39	13741,94	16.118,33
HSO ₃ Cl	859,98	0,00	0,00	86
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H.C ₆ H ₁₁ NH ₂	0,00	0,00	0,00	1.839,03
C ₆ H ₁₁ NH ₃ Cl	0,00	0,00	0,00	899,67
Total		19.283,41		19.283,41

c) Reaktor 02

Tabel 3. 18 Neraca Massa Reaktor-02

Komponen	Input (Kg/jam)		Output (Kg/jam)
	Arus 1	Arus 7	Arus 8
C ₆ H ₁₁ NH ₂	0,00	340,38	988,74
CCl ₄	0,00	16.118,33	16.118,33
HSO ₃ Cl	0,00	86	0,00
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H.C ₆ H ₁₁ NH ₂	0,00	1.839,03	18,39
C ₆ H ₁₁ NH ₃ Cl	0,00	899,67	899,67
NaOH	396,91	0,00	46,75
H ₂ O	943,13	0,00	1.087,47
Na ₂ SO ₄	0,00	0,00	104,37
NaCl	0,00	0,00	42,63
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	0,00	0,00	1.317,67
Total		20.624	20.624

d) Evaporator

Tabel 3. 19 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₆ H ₁₁ NH ₂	988,74	741,56	247,18
CCl ₄	16.118,33	13.700,59	2417,74
H ₂ SO ₃ Cl	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H.C ₆ H ₁₁ NH ₂	18,39	0,00	18,39
C ₆ H ₁₁ NH ₃ Cl	899,67	0,00	899,67
NaOH	46,75	0,00	46,75
H ₂ O	1.087,47	869,98	217,49
Na ₂ SO ₄	104,37	0,00	104,37
NaCl	42,63	0,00	42,63
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	1.317,67	0,00	1.317,67
Total	20.624	20.624	

e) Dekanter

Tabel 3. 20 Neraca Massa Decanter

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	Arus 9	Arus 11	Arus 12
C ₆ H ₁₁ NH ₂	741,56	740,73	6,83
CCl ₄	13.700,59	13.699,90	0,69
H ₂ O	869,98	0,00	899,98
Total	15.312,11	15.312,11	

f) *Rotary Drum Vakum Filter*

Tabel 3. 21 Neraca Massa Rotary Drum Vakum Filter

Komponen	Input (Kg/jam)		Output (Kg/jam)	
	Arus 10	Arus 21	Arus 13	Arus 14
C ₆ H ₁₁ NH ₂	247,18	0,00	247,18	0,00
CCl ₄	2417,75	0,00	2417,75	0,00
HSO ₃ Cl	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H.C ₆ H ₁₁ NH ₂	18,39	0,00	18,39	0,00
C ₆ H ₁₁ NH ₃ Cl	899,67	0,00	899,67	0,00
NaOH	46,75	0,00	46,75	0,00
H ₂ O	217,49	0,00	163,12	54,37
Na ₂ SO ₄	104,37	0,00	104,37	0,00
NaCl	42,63	0,00	42,63	0,00
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	1.317,67	0,00	55,05	1.262,63
Total	5.311,92		5.311,92	

g) *Rotary Dryer*

Tabel 3. 22 Neraca Massa Rotary Dryer

Komponen	Input (Kg/jam)		Output (Kg/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16	
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	1.262,63	0,00	1.262,63	
H ₂ O	54,37	28,60	25,77	
Total	1.317,00		1.317,00	

h) Ball Mill

Tabel 3. 23 Neraca Massa Ball Mill

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
	Arus 16	Arus 17
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	1.262,63	1.262,63
H ₂ O	25,77	25,77
Total	1.288,39	1.288,39

i) Screener

Tabel 3. 24 Neraca Massa Screener

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
	Arus 17	Arus 18
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	1.262,63	1.262,63
H ₂ O	25,77	25,77
Total	1.288,39	1.288,39

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Total

Tabel 3. 25 Neraca Panas Total

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Q Keluar (Kj/kmol)
<i>Heater 01</i>	34.167,77	34.166,77
<i>Heater 02</i>	616.140,58	616.140,58
<i>Mixer</i>	43.231,43	43.231,43
<i>Heater 03</i>	158.056,80	158.056,80
<i>Reaktor 1</i>	714.150,27	714.150,27
<i>Reaktor 2</i>	384.988,61	384.988,61

Tabel 3. 24 Neraca Panas Total (Lanjutan)

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Q Keluar (Kj/kmol)
<i>Evaporator</i>	2.884.130,49	2.884.130
<i>Cooling 1</i>	527.126,50	527.126,50
<i>Decanter</i>	146.964,22	146.964,22
<i>Rotary Drum Vakum Filter</i>	254.055,22	254.055,22
<i>Rotary Dryer</i>	1.846.676,19	1.846.676,19
<i>Ball Mill</i>	2.602,66	2.602,66
<i>Screener</i>	2.602,66	2.602,66
TOTAL	7.614.892,60	7.614.892,60

3.5.2 Neraca Panas Alat

a) Heater 01

Tabel 3. 26 Neraca Panas pada HE-01

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
	Arus 2	Arus 2
HSO ₃ Cl	151.193,25	34.166,77
Q Pemanas	464.947,33	0,00
Total	34.166,77	34.166,77

b) Heater 02

Tabel 3. 27 Neraca Panas pada HE-02

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
	Arus 6	Arus 6
C ₆ H ₁₁ NH ₂	48.003,97	199.586,99
CCL ₄	103.189,28	416.553,59
Q Pemanas	464.947,33	0,00
Total	616.140,58	616.140,58

c) *Mixer*

Tabel 3. 28 Neraca Panas Mixer

Komponen	Input (Kj/jam)			Output (Kj/jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 12	Arus 6
C ₆ H ₁₁ NH ₂	5.968,68	0,00	5.784,90	15.844,02
CCl ₄	0,00	45,56	31.432,29	27.387,41
Total		43.231,43		43.231,43

d) *Heater 03*

Tabel 3. 29 Neraca Panas pada HE-03

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
	Arus 6	Arus 6
NaOH	2.841,92	2.0037,43
H ₂ O	19.778,92	138.019,36
Q Pemanas	135.436,15	0,00
Total	158.056,79	158.056,79

e) *Reaktor 01*

Tabel 3. 30 Neraca Panas Reaktor-01

Komponen	Input (KJ/jam)			Output (KJ/jam)
	Arus 2	Arus 3	Arus 6	Arus 7
C ₆ H ₁₁ NH ₂	0,00	0,00	182.957,32	27.015,98
CCl ₄	0,00	73.271,94	423.709,05	423.709,05
HSO ₃ Cl	34.211,90	0,00	0,00	3.421,20
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H.C ₆ H ₁₁ NH ₂	0,00	0,00	0,00	73.271,94
C ₆ H ₁₁ NH ₃ Cl	0,00	0,00	0,00	44.931,52
Q Reaksi	0,00	0,00	0,00	0,93
Q Pendingin	0,00	0,00	0,00	101,93
Total		714.150,27		714.150,27

f) *Reaktor 02*

Tabel 3. 31 Neraca Panas Reaktor-02

Komponen	Input (KJ/jam)		Output (Kj/jam)
	Arus 1	Arus 7	Arus 8
C ₆ H ₁₁ NH ₂	0,00	31.189,59	90.600,23
CCl ₄	0,00	0,00	0,00
H ₂ SO ₃ Cl	0,00	3.421,20	0,00
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H.C ₆ H ₁₁ NH ₂	0,00	30.037,14	300
C ₆ H ₁₁ NH ₃ Cl	0,00	63.656,46	63.656,46
NaOH	20.208,26	0,00	2.380,08
H ₂ O	137.706,59	0,00	158.782,43
Na ₂ SO ₄	0,00	0,00	3.564,97
NaCl	0,00	0,00	1.310,56
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	0,00	0,00	63.019,90
Q Pemanas		98.769,36	0,00
Q Reaksi		0	1.373,60
Total		384.989	384.989

g) *Evaporator*

Tabel 3. 32 Neraca Panas Evaporator

Komponen	Input (KJ/jam)	Output (Kj/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₆ H ₁₁ NH ₂	85.609,65	135.900,34	45.300,11
CCl ₄	488.588,13	848.581,09	149.749,60
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H.C ₆ H ₁₁ NH ₂	299,75	0,00	600,42
C ₆ H ₁₁ NH ₃ Cl	60.350,86	0,00	127.312,93
NaOH	2.359,96	0,00	4.760,95

Tabel 3. 33 Neraca Panas Evaporator (lanjutan)

Komponen	Input (KJ/jam)			Output (Kj/jam)		
	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 8	Arus 9	Arus 10
H ₂ O	159.143,08	254.498,62	63.624,65			
Na ₂ SO ₄	3.478,79	0,00	7.117,19			
NaCl	1.299,47	0,00	2.620,84			
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	59.747,35	0,00	126.039,80			
Q Steam Masuk	207.634,73	0,00	0,00			
Q Steam Keluar	0,00		1.115.464,70			
Total	2.884.130,49		2.884.130,49			

h) *Cooler*Tabel 3. 34 Neraca Panas pada *Cooler*

Komponen	Input (Kj/jam)		Output (Kj/jam)	
	Arus 10	Arus 10	Arus 10	Arus 10
C ₆ H ₁₁ NH ₂	45.300,11		5.860,35	
CCl ₄	149.749,60		20.639,80	
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H.C ₆ H ₁₁ NH ₂	600,42		85,49	
C ₆ H ₁₁ NH ₃ Cl	127.312,93		16.568,49	
NaOH	4.760,95		670,23	
H ₂ O	63.624,65		9.116,14	
Na ₂ SO ₄	7.117,19		975,42	
NaCl	2.620,84		368,99	
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	126.039,80		16.402,81	
Q Pendingin	0,00		456.438,77	
Total	527.126,50		527.126,50	

i) Decanter

Tabel 3. 35 Neraca Panas pada *Decanter*

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	Arus 9	Arus 11	Arus 12
C ₆ H ₁₁ NH ₂	16.078,26	15.930,34	147,92
CCl ₄	114.876,01	114.870,27	5,74
H ₂ O	16.009,95	0,00	16.009,95
Total	146.964,22	146.964,22	

j) Rotary Drum Vakum Filter

Tabel 3. 36 Neraca Panas *Rotary Drum Vakum Filter*

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)	
	Arus 10	Arus 13	Arus 14
C ₆ H ₁₁ NH ₂	21.402,41	21.402,41	0,00
CCl ₄	73.288,22	73.288,22	0,00
HSO ₃ Cl	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H.C ₆ H ₁₁ NH ₂	299,75	299,75	0,00
C ₆ H ₁₁ NH ₃ Cl	60.350,86	60.350,86	0,00
NaOH	2.359,96	2.359,96	0,00
H ₂ O	31.828,62	23.871,46	7.957,15
Na ₂ SO ₄	3.478,79	3.478,79	0,00
NaCl	1.299,47	1.299,47	0,00
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	59.747,35	998,41	58.748,94
Total	254.055,43	254.055,43	

k) *Rotary Dryer*

Tabel 3. 37 Panas *Rotary Dryer*

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	16.295,52	0,00	663.777,81
H ₂ O	1.830.380,67	1.182.897,82	0,00
Total	1.846.675.63		1.846.675.63

l) *Ball Mill*

Tabel 3. 38 Neraca Panas *Ball Mill*

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
	Arus 16	Arus 17
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	241,36	241,36
H ₂ O	2.361,30	2.361,30
Total	2.602,66	2.602,66

m) *Screener*

Tabel 3. 39 Neraca Panas *Screener*

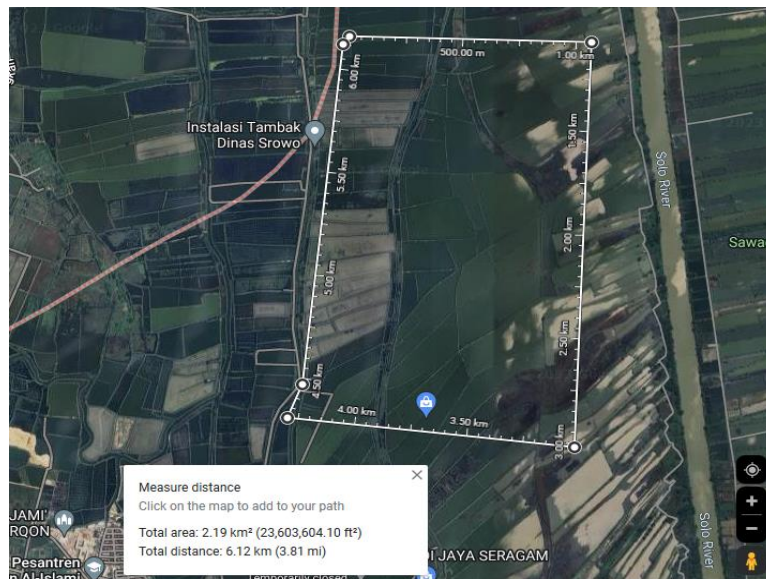
Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
	Arus 16	Arus 17
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	241,36	241,36
H ₂ O	2.361,30	2.361,30
Total	2.602,66	2.602,66

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan dipengaruhi oleh banyak faktor. Idealnya, lokasi yang dipilih harus dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas atau memperbesar pabrik dikemudian hari dan memberikan keuntungan untuk jangka panjang. Pabrik sodium siklambat dari sikloheksilamin, asam klorosulfonat, dan natrium hidroksida dengan kapasitas 10.204 ton/tahun direncanakan akan berdiri di Kecamatan Sidayu, Kabupaten Gresik, Jawa Timur dengan pertimbangan sebagai berikut:



Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik

(Sumber:<http://maps.google.com>)

[Sidayu - Google Maps](#)

4.1.1 Penyediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik didirikan sebaiknya berada dekat dengan pabrik penyuplai bahan baku. Hal ini dikarenakan supaya dalam pengiriman bahan baku berjalan dengan lancar dengan waktu yang efisien serta biaya yang minimum. Bahan baku utama dalam proses pembuatan

sodium siklamat yaitu sikloheksilamin dan asam klorosulfonat yang diperoleh dari impor Cina, untuk sikloheksilamin diperoleh dari *Zhucheng Taisheng Chemical Co.,Ltd* sedangkan asam klorosulfonat dari *Huaqiang Chemical Co.,Ltd* yang memiliki kapasitas produksi 60.000 ton/tahun, kedua bahan baku tersebut dikirim dalam fase cair melalui transportasi laut dan berhenti di pelabuhan Perak yang memiliki jarak 19 km dari Gresik. Bahan lain yang digunakan yaitu karbon tetraklorida yang diperoleh dari PT Soda Waru Sidorjo dan natrium hidroksida yang di peroleh dari PT Toya Indo Manunggal Sidoarjo dengan kapasitas produksi 40.000 ton/tahun yang dikirim melalui transportasi darat.

4.1.2 Pemasaran Produk

Sodium siklamat adalah salah satu bahan yang diperlukan dalam industri makanan sebagai pemanis buatan. Maka dari itu, produk dapat dipasarkan ke pabrik industri makanan yang berada di sekitar kawasan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan juga dapat di ekspor untuk pemenuhan pasar Asia. Pemilihan Kabupaten Gresik sebagai lokasi pendirian pabrik dinilai sangat strategis karena dekat dengan dermaga kapal Cargo Gresik dan pelabuhan Tanjung Perak, dan dekat juga dengan bandara Djuanda sehingga memudahkan proses pengiriman produk ke dalam maupun luar negeri. Sarana transportasi melalui jalur darat juga mudah diakses sehingga pemasaran di wilayah Pulau Jawa juga mudah dilakukan.

4.1.3 Utilitas

Air baku yang akan diolah lalu digunakan dalam pabrik sodium siklamat diperoleh dari Sungai Bengawan Solo. Kemudian untuk kebutuhan listrik diperoleh dari Unit Pembangkit Listrik Gresik yang memiliki total kapasitas 2.219 MW. Pembangkit ini mengoperasikan 2 PLTG (Pembangkit Listrik Tenaga Gas), 4 PLTU (Pembangkit Listrik Tenaga Uap), dan 3 blok PLTGU (Pembangkit Listrik Tenaga Gas dan

Uap). Unit Pembangkit Gresik beroperasi sejak tahun 1978, dan merupakan penyuplai terbesar kebutuhan listrik di Jawa Timur

4.1.4 Transportasi

Transportasi merupakan faktor penting untuk keperluan distribusi bahan baku dan juga pemasaran produk dapat ditempuh melalui jalur darat, udara maupun laut. Kabupaten Gresik merupakan daerah industri yang strategis karena memiliki kemudahan akses transportasi darat, udara maupun laut. Sarana transportasi darat ditunjang oleh jalan tol yang berhubungan langsung dengan Jalur Jalan Pantura dan Bandar Udara Djuanda. Sarana transportasi laut yang tersedia yaitu dermaga kapal cargo Gresik Pelabuhan Tanjung Perak sebagai penunjang pengiriman bahan baku dari luar negeri dan pemasaran produk diluar Pulau Jawa..

4.1.5 Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan salah satu faktor penting untuk keberhasilan suatu industri, tenaga kerja yang dibutuhkan meliputi tenaga kerja yang terdidik, terampil, dan tenaga kerja kasar. Jumlah pengangguran pada usia produktif di Kabupaten Gresik berdasarkan data Badan Pusat Statistik adalah sebesar 7,84 % dari total penduduk (BPS, 2022). Hal ini menunjukkan bahwa Kabupaten Gresik memiliki sumber daya manusia yang cukup banyak untuk dijadikan sebagai pekerja pada pabrik sodium siklamat.

4.1.6 Keadaan Iklim dan Geografis

Kabupaten Gresik merupakan wilayah dataran yang berbatasan dengan pantai. Hampir sepertiga bagian dari wilayah Kabupaten Gresik merupakan pesisir pantai. Berdasarkan posisi geografisnya, Kabupaten Gresik memiliki batas utara dengan laut jawa, batas selatan dengan Kabupaten Sidoarjo, Kabupaten Mojokerto, batas barat dengan Kabupaten Lamongan dan batas timur dengan Selat Madura. Total luas wilayah Kabupaten Gresik yaitu 1.193,76 km² . Temperatur udara

normal daerah tersebut sekitar 25-30° C. Kawasan Gresik memiliki iklim yang baik dan jarang terjadi bencana alam seperti gempa bumi, banjir, dan tanah longsor sehingga kemungkinan operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar (BPS Kab.Gresik, 2022).

4.1.7 Faktor Penunjang

Faktor penunjang dalam pendirian suatu pabrik seperti ketersediaan energi listrik, bahan bakar, air, iklim dan karakteristik lingkungan. Kabupaten Gresik dipilih karena merupakan kawasan industri sehingga faktor-faktor penunjang diatas dapat terpenuhi.

4.1.8 Faktor lain-lain

Faktor lain yang tidak berperan secara langsung dalam proses operasional pabrik terdiri dari :

a. Perluasan Areal Unit

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun kedepan. Karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan

b. Biaya dan Perizinan Tanah

Dalam mendirikan suatu pabrik kimia harus memiliki perizinan yang meliputi izin pendirian bangunan, pajak, peraturan daerah setempat, serta undang-undang yang berlaku. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam mendapatkan perizinan pendirian suatu pabrik diantaranya :

1. Peraturan perundang-undangan yang berlaku di daerah setempat
2. Sistem birokrasi di daerah setempat
3. Pemerintah daerah setempat.

c. Lingkungan masyarakat sekitar

Dalam pendirian suatu pabrik kimia hubungan dengan masyarakat sekitar harus dapat terjalin dengan baik. Masyarakat harus mendapatkan manfaat dari didirikannya pabrik di wilayahnya.

Seperti membuka lapangan pekerjaan yang baru bagi masyarakat sekitar dan pembangunan infrastruktur seperti jalan raya sehingga masyarakat dapat merasakan dampak positif dari pendirian pabrik di daerah mereka. Berdasarkan pertimbangan di atas, dapat disimpulkan bahwasannya kawasan Sidayu kabupaten Gresik, Jawa Timur layak untuk didirikan pabrik sodium siklamat.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak merupakan tempat kedudukan keseluruhan bagian dari perusahaan yang meliputi tempat kerja alat, tempat kerja karyawan, tempat penyimpanan bahan baku serta produk, tempat utilitas, perluasan dan yang lainnya. Desain tata letak pabrik harus memasukkan unsur lahan proses, *storage* (persediaan) dan lahan alternatif (*areal handling*) dalam posisi yang efisien dengan mempertimbangkan faktor-faktor sebagai berikut (Peter & Timmerhaus, 2004) :

1. Urutan proses produksi
2. Pengembangan lokasi baru atau penambahan perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang
3. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, steam proses, tenaga listrik, dan bahan baku
4. Pemeliharaan dan perbaikan
5. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja
6. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat
7. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses atau mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi
8. Masalah pembuangan limbah cair
9. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya di atur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja

Pengaturan tata letak pabrik memberikan beberapa keuntungan, seperti (Peters and Timmerhaus, 2004):

- a. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga mengurangi *material handling*.
- b. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau di-*blowdown*
- c. Mengurangi ongkos produksi
- d. Meningkatkan keselamatan kerja
- e. Mengurangi kerja seminimum mungkin
- f. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik

Secara garis besar layout pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama , yaitu :

4.2.1 Daerah Administrasi

Daerah administrasi sebagai tempat pusat kegiatan administrasi perusahaan untuk mengatur kelancaran operasi dan kegiatan administrasi.

4.2.2 Daerah Fasilitas Umum

Daerah fasilitas umum merupakan daerah penunjang aktivitas pabrik dalam memenuhi kebutuhan karyawan.

4.2.3 Daerah Proses dan Perluasan

Daerah proses merupakan daerah yang menjadi pusat proses produksi. Alat-alat proses dan pengendali ditempatkan disini. Daerah ini biasanya terletak dibagian belakang daerah administrasi .

4.2.4 Daerah Laboratorium dan Ruang Kontrol

Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses, serta produk yang akan dijual. Daerah laboratorium merupakan pusat kontrol kualitas bahan baku, produk, dan limbah proses. Daerah ruang kontrol

merupakan pusat untuk mengontrol jalannya proses sesuai kondisi yang diinginkan.

4.2.5 Daerah Pemeliharaan

Daerah pemeliharaan merupakan tempat penyimpanan suku cadang alat proses dan untuk melakukan perbaikan, pemeliharaan atau perawatan semua peralatan yang dipakai dalam proses. Selain proses, daerah ini juga memperbaiki sarana penunjang dalam pabrik.

4.2.6 Daerah Utilitas dan *Power Station*

Daerah utilitas merupakan unit pendukung dalam proses. Unit ini sebagai penyediaan air, steam, listrik. Tidak hanya bagi proses, tapi bagi semua bangunan di pabrik.

4.2.7 Daerah Pengolahan Limbah

Daerah pengolahan limbah merupakan daerah yang harus ada dalam industri, karena untuk meminimalisir kerusakan lingkungan yang disebabkan oleh limbah buangan pabrik yang tanpa diolah dengan baik. Hal ini dapat merugikan masyarakat sekitar.

Pendirian pabrik sodium siklamat ini direncanakan dibangun pada lahan dengan ukuran 59.976 m². Berikut perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada rincian tabel berikut ini

Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan

No	Lokasi	Tanah			Bangunan		
		Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²
1	Area Proses Area	96	60	5.760	80	50	4.000
2	Penyimpanan Produk	60	60	3.600	50	50	2.500
3	Utilitas Bengkel	96	60	5.760	80	30	2.400
4	Mekanik Pemeliharaan	24	60	1.440	20	15	300

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan (lanjutan)

No	Lokasi	Tanah			Bangunan		
		Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²
5	Gedung Serbaguna	36	60	2.160	30	15	450
6	Kantin	24	60	1.440	20	15	300
7	Kantor Administrasi	42	60	2.520	35	20	700
8	Kantor Pusat	48	60	2.880	40	30	1.200
9	Kantor Security Area	24	60	1.440	20	20	400
10	Penyimpanan Bahan Baku Laboratorium	48	60	2.880	40	30	1.200
11	Pengendalian Mutu	60	60	3.600	50	20	1.000
12	Area Parkir Manager	48	60	2.880	40	30	1.200
13	Area Parkir Karyawan	48	60	2.880	40	30	1.200
14	Poliklinik	24	60	1.440	20	15	300
15	Pos Jaga 1	4,8	60	288	4	5	20
16	Pos Jaga 2	4,8	60	288	4	5	20
17	Ruang Kontrol	24	60	1.440	20	15	300
18	Masjid	24	60	1.440	20	20	400
19	Unit Pengolahan Limbah	48	60	2.880	40	30	1.200
20	Training Center	24	60	1.440	20	15	300
21	Minimarket	24	60	1.440	20	20	400
22	Area Kumpul	36	60	2.160	30	0	-
23	Perumahan	72	60	4.320	60	40	2.400
24	Taman	60	60	3.600	50	0	-
Luas Tanah		59.976			Luas Bangunan		22.190



Keterangan :

1. Area Utilitas
2. Area Proses
3. Area UPL
4. Ruang Kontrol
5. Bengkel Mekanik
6. Taman
7. Pos Jaga 1
8. Area Gudang penyimpanan
9. Area Penyimpanan Bahan
10. Laboratorium
11. Gudang Serbaguna
12. Area Kumpul
13. Kantor Pemadam
14. Koperasi
15. Poliklinik
16. Kantin
17. Kantor Administrasi
18. Kantor Pusat
19. Area Parkir Manager
20. Kantor *Security*
21. Masjid
22. Area Parkir Karyawan
23. Pos Jaga 2
24. Perumahan
25. Area Perluasan Pabrik



Gambar 4. 2 *Layout* Pabrik Sodium Siklamat

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada suatu pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Aliran bahan baku dan produk yang tepat dan efisien akan memberikan keuntungan ekonomis yang lebih besar, serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi

4.3.2 Aliran Udara

Jalan masuk keluarnya aliran udara di area proses harus diperhatikan kelancarannya. Dengan tujuan menghindari terjadinya stagnasi udara atau tidak mengalirnya udara secara lancar atau dapat berupa penumpukan bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan kerja karyawan

4.3.3 Pencahayaan

Penerangan pada area proses dalam pabrik juga harus memadai karena proses produksi berjalan 24 jam per hari, terutama pada area berbahaya hal ini bertujuan tidak lain untuk mengurangi kemungkinan terjadinya kecelakaan dalam pabrik.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam perancangan layout peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritas.

4.3.5 Pertimbangan Ekonomi

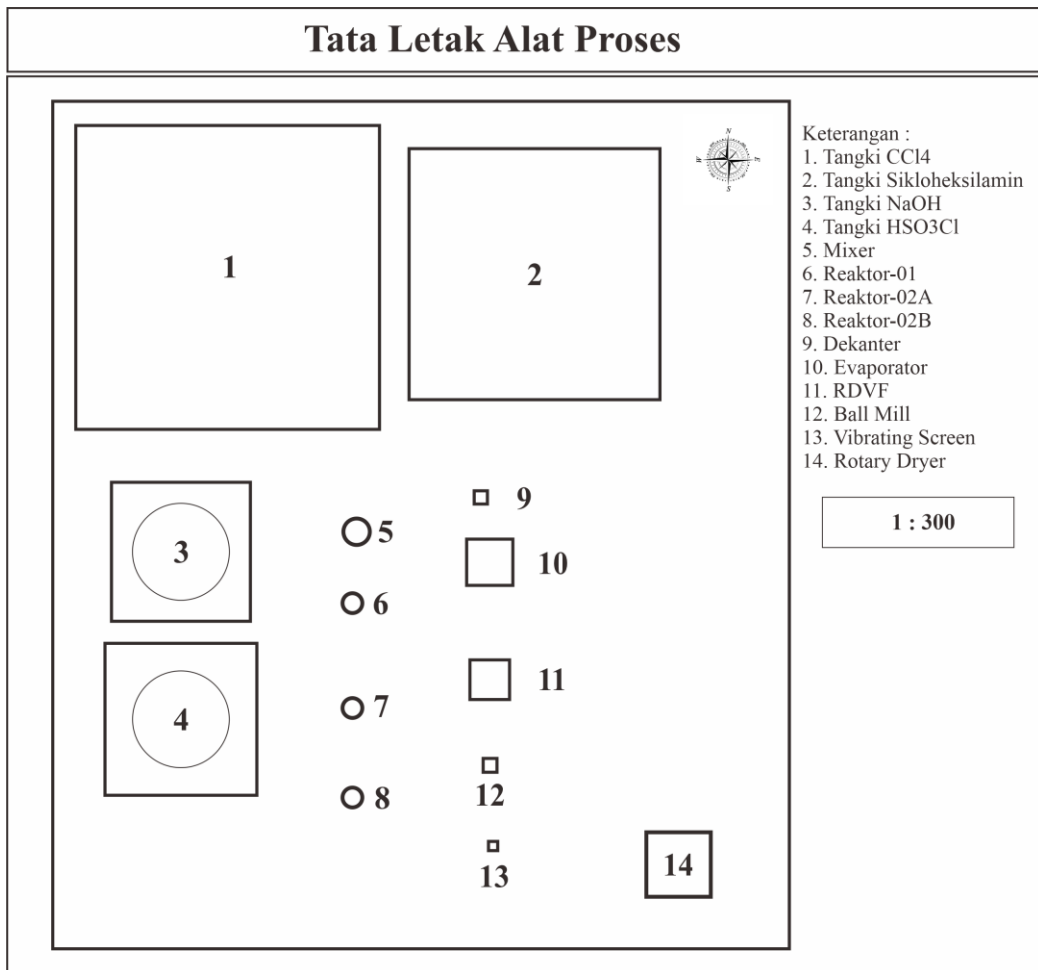
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi

4.3.6 Jarak antar Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.

4.3.7 Maintenance

Maintenance bertujuan untuk menjaga sarana dan fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan. Perawatan berfungsi untuk menjaga sarana atau fasilitas pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan. Perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Sedangkan perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan. Berikut merupakan *lay out* tata letak alat proses yang terdapat pada pabrik sodium siklamat :



Gambar 4. 3 *Layout* Proses Sodium Siklamat

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik sodium siklamat ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap pihak turut mengambil beberapa bagian dari saham. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti ikut memiliki bagian dari perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham. Perusahaan skala besar mayoritas berbentuk Perseroan Terbatas. Adapun alasan pemilihan Perseroan Terbatas sebagai bentuk perusahaan ini adalah:

- a. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena wewenang pemegang saham dalam pengambilan keputusan terbatas, sehingga apabila sewaktu-waktu pemegang saham berhenti dari jabatannya maka tidak ada pengaruhnya terhadap direksi, staf maupun karyawan yang bekerja di dalam perusahaan
- b. Para pemegang saham dapat memilih orang yang dianggap dewan komisaris dan direktur perusahaan yang ditinjau dari berbagai pengalaman sikap dan caranya .
- c. Modal diperoleh dari penjualan saham yang disebar di masyarakat atau institusi
- d. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi dipegang sepenuhnya oleh pimpinan perusahaan.

4.4.2 Struktur Organisasi

Agar proses produksi di dalam pabrik sodium siklamat dapat berjalan lancar, maka dibutuhkan suatu manajemen organisasi yang mengatur tentang pembagian tugas dan wewenang. Dalam

mengkonsepkan suatu struktur organisasi, ada beberapa hal yang mesti dijadikan perhatian, antara lain:

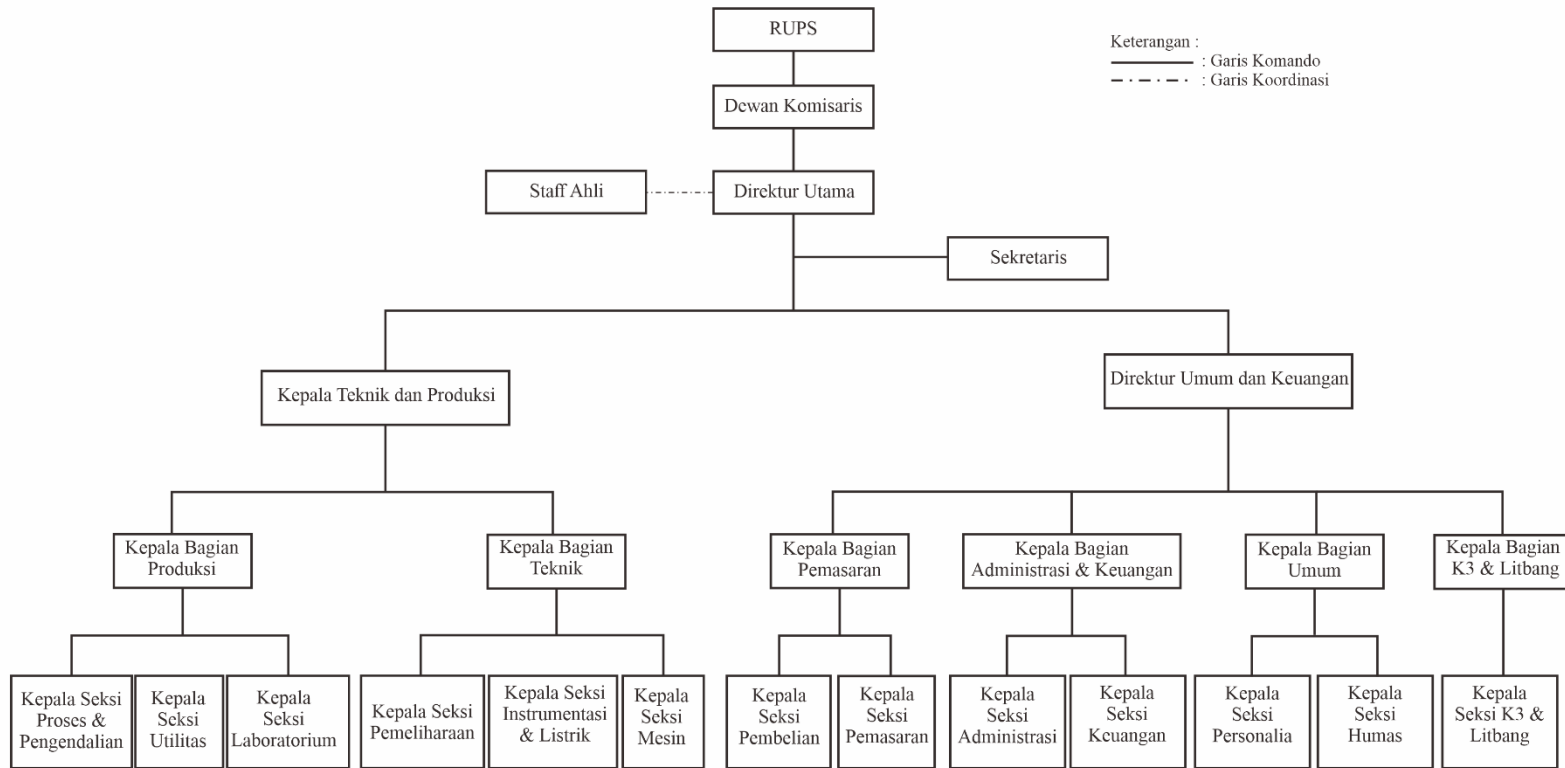
- a. Tujuan perusahaan
- b. Pemberian wewenang yang sewajarnya
- c. Pembagian tugas kerja yang sewajarnya
- d. Arah perintah yang jelas

Berdasarkan hal-hal tersebut maka dibentuklah suatu struktur organisasi dengan jenjang kepemimpinan sebagai berikut :

1. Pemegang saham
2. Dewan komisaris
3. Direktur utama
4. Direktur
5. Kepala bagian
6. Kepala seksi
7. Karyawan dan operator

Dari struktur organisasi diatas memiliki tanggung jawab dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan yang berbeda-beda. Tanggung jawab dan wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada pemegang saham.

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

1. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Pemegang saham adalah pemilik perusahaan dan atau beberapa orang yang mendirikan perusahaan dengan modal yang dikumpulkan bersama. RUPS merupakan rapat umum yang dilakukan pemegang saham yang memiliki kekuasaan tertinggi. Dalam RUPS dihadiri oleh pemegang saham, dewan komisaris, dan dilaksanakan minimal satu kali dalam setahun untuk terus memantau dan mengevaluasi jalannya perusahaan. Akan tetapi apabila terjadi hal mendesak, RUPS dapat dilaksanakan sesuai dengan ketentuan forum. Tugas dan wewenang dari pemegang saham antara lain :

- b. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris
- c. Mengangkat dan memberhentikan direktur dewan direksi
- d. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta perhitungan untung rugi perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan orang yang melaksanakan tugas sehari-hari pemegang saham yang dipilih oleh seluruh anggota pemegang saham melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Biasanya anggota dewan komisaris adalah orang atau badan hukum yang memiliki saham mayoritas atau memiliki pengalaman dalam perusahaan. Tugas dan wewenang dewan komisaris sendiri antara lain adalah :

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
- b. Mengawasi tugas-tugas direksi
- c. Membantu direksi dalam tugas-tugas penting

3. Direktur Utama

Direktur utama adalah pimpinan tertinggi dalam suatu perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya atas maju atau mundurnya suatu perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab terhadap dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Tugas Direktur Utama antara lain :

- a. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir jabatannya.
- b. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- c. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- d. Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum

Direktur utama membawahi Direktur Operasi dan Produksi dan Direktur Administrasi dan Umum. Tugas dari Direktur Operasi dan Produksi yaitu memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan segala hal yang menyangkut kegiatan produksi meliputi proses produksi dan operasi pabrik, pengembangan, pemeliharaan, peralatan, pengadaan dan laboratorium. Sementara itu tugas dari Direktur Administrasi dan Umum yaitu bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, dan keselamatan kerja.

4. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan

perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri atas :

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas dari kepala bagian proses dan utilitas yaitu mengkoordinasi kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku.

2. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugas dari kepala bagian pemeliharaan listrik dan instrumentasi yaitu bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan fasilitas dan sarana penunjang kegiatan produksi

3. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengadaan Mutu

Tugas dari kepala bagian penelitian, pengembangan, dan pengadaan mutu yaitu mengkoordinasi kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan, dan pengendali mutu.

4. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas dari kepala bagian keuangan dan pemasaran yaitu mengkoordinasi kegiatan pemasaran, pengadaan barang, dan pembukuan keuangan.

5. Kepala Bagian Administrasi

Tugas dari kepala bagian administrasi yaitu bertanggung jawab terhadap kegiatan tata usaha, personalia, dan rumah tangga perusahaan.

6. Kepala Bagian Humas dan Keuangan

Tugas dari kepala bagian humas dan keuangan yaitu bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan

7. Kepala Bagian Kesehatan Kerja dan Lingkungan

Tugas dari kepala bagian kesehatan kerja dan lingkungan yaitu bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan keselamatan kerja karyawan.

5. Kepala Seksi

Kepala seksi merupakan pelaksana pekerja dalam lingkup bagian sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya. Kepala seksi terbagi atas :

1. Kepala Seksi Proses

Tugasnya yaitu menangani hal-hal yang dapat mengancam jalannya produksi dan keselamatan pekerja serta mengurangi potensi bahaya yang ada

2. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

Tugasnya yaitu bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

3. Kepala Seksi Utilitas

Tugasnya yaitu bertanggung jawab terhadap penyediaan air, *steam*, bahan bakar dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi

4. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugasnya yaitu bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya

5. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugasnya yaitu bertanggung jawab atas penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi

6. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan
Tugasnya yaitu mempertinggi mutu suatu produk dan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat, memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat untuk pengembangan produksi dan mempertinggi efisiensi kerja
7. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendali Mutu
Tugasnya yaitu mengawasi serta menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu, mengawasi serta menganalisa mutu produksi, dan mengawasi hal-hal tentang pembuangan pabrik
8. Kepala Seksi Keuangan
Tugasnya yaitu bertanggung jawab terhadap pembukaan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.
9. Kepala Seksi Pemasaran
Tugasnya yaitu merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi barang dari gudang
10. Kepala Seksi Tata Usaha
Tugasnya yaitu bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.
11. Kepala Seksi Personalia
Tugasnya yaitu membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja dan lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan biaya dan waktu dan juga melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan

12. Kepala Seksi Humas

Tugasnya yaitu menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan.

13. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugasnya yaitu mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

14. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugasnya yaitu bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

6. Status Karyawan dan Sistem Upah

Status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian mempengaruhi sistem penggajian karyawan. Pembagian atau penggolongan karyawan dibagi menjadi tiga bagian atau golongan seperti berikut :

1. Karyawan tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) dari direksi dan mendapatkan upah atau gaji harian yang dibayar pada setiap bulannya.

2. Karyawan harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa surat keputusan direksi dan mendapat upah yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan borongan

Karyawan borongan merupakan karyawan yang dikerjakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan borongan menerima gaji atau upah untuk suatu pekerjaan.

7. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik sodium siklamat direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan proses produksi berlangsung selama 24 jam per hari. Sisa hari digunakan untuk pemeliharaan pabrik (*shutdown* pabrik). Karyawan Shift yaitu karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi bekerja dengan sistem *shift*. Hal ini dilakukan akibat proses produksi yang berlangsung 24 jam per hari, sehingga karyawan harus selalu hadir karena berhubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran proses. Para karyawan *shift* akan bekerja bergantian setiap hari dengan pengaturan sebagai berikut :

Tabel 4. 2 Jadwal Jam Kerja Karyawan *Shift*

Kelompok Kerja	Jam Kerja	Jam Istirahat
<i>Shift 1</i>	07.00-15.00	11.00-12.00
<i>Shift 2</i>	15.00-23.00	19.20-20.00
<i>Shift 3</i>	23.00-07.00	03.00-04.00

Untuk karyawan *shift* dibagi dalam 4 regu (A,B,C,D) dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dilakukan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Berikut adalah jadwal kerja shift karyawan :

Tabel 4. 3 Jadwal Kerja *Shift* Karyawan

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I
B	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
C	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
D	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■

Tabel 4. 3 Jadwal Kerja Shift Karyawan

Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I
B	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
C	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
D	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■

Keterangan :

1, 2, 3,dst : hari

A, B, C, D : regu

I, II, III : shift

■ : Libur

Sementara itu untuk karyawan *non shift* atau karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non-shift adalah Direktur Utama, Sekretaris, Direktur Teknik, dan Produksi, jadwal jam kerjanya yaitu :

Tabel 4. 4 Jadwal Jam Kerja Karyawan Non-Shift

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin-Kamis	07.00-16.00	12.00-13.00
Jum'at	07.00-16.00	11.00-13.00

8. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji

a. Penggolongan Jabatan

Berikut merupakan daftar penggolongan jabatan yang ada diperusahaan :

Tabel 4. 5 Penggolongan Jabatan

No.	Jabatan	Pendidikan
1	Direktur Utama	S-2
2	Direktur Operasi dan Produksi	S-1
3	Direktur Administrasi dan Umum	S-1
4	<i>General Manager</i> Operasi dan Produksi	S-1
5	<i>General Manger</i> Administrasi dan Umum	S-1
6	Manajer Plant Proses	S-1
7	Manajer Plant Utilitas	S-1
8	Manajer <i>Quality Control (QC)</i>	S-1
9	Manajer Pemeliharaan Alat	S-1
10	Manajer Pengembangan Proses dan Produk	S-1
11	Manajer HSSE	S-1
12	Manajer Penjualan Domestik	S-1
13	Manajer Penjualan Internasional	S-1
14	Manajer <i>Quality Assurance (QA)</i>	S-1
15	Manajer Penyediaan dan Pengembangan SDM	S-1
16	Manajer IT	S-1
17	Manajer Pelayanan Umum	S-1
18	Manajer Keuangan	S-1
19	Manajer Akuntansi	S-1
20	Operator	D-3/D-4/S-1
21	Sekretaris	S-1
22	Medis	D-3/S-1
23	<i>Cleaning Service</i>	SLTA
24	<i>Security</i>	SLTA
25	Sopir	SLTA
26	Bengkel	SLTA-D-3

b. Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada diselesaikan dengan baik dan efisien. Jumlah karyawan pada setiap posisi tergantung pada kebutuhan.

1. Jumlah karyawan *Non-shift*

Berikut rincian jumlah dan gaji karyawan *non-shift* dapat dilihat pada tabel 4.9 berikut :

Tabel 4. 6 Gaji karyawan *non shift*

No	Jabatan	Jumlah	Gaji Per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
1	Direktur Utama	1	60.000.000	60.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	35.000.000	35.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	35.000.000	35.000.000
4	Staff Ahli	1	20.000.000	20.000.000
5	Ka.Bag.Umum	1	15.000.000	15.000.000
6	Ka.Bag.Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000
7	Ka.Bag.Keuangan	1	15.000.000	15.000.000
8	Ka.Bag.Teknik	1	15.000.000	15.000.000
9	Ka.Bag. Produksi	1	15.000.000	15.000.000
10	Ka.Bag. Litbang	1	15.000.000	15.000.000
11	Ka.Sek. Personalia	1	10.000.000	10.000.000
12	Ka.Sek.Humas	1	10.000.000	10.000.000
13	Ka.Sek.Keamanan	1	10.000.000	10.000.000
14	Ka.Sek.Pembelian	1	10.000.000	10.000.000
15	Ka.Sek.Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
16	Ka.Sek.Administrasi	1	10.000.000	10.000.000
17	Ka.Sek.Kas/anggaran	1	10.000.000	10.000.000
18	Ka.Sek.Proses	1	10.000.000	10.000.000
19	Ka.Sek.Pengendalian	1	10.000.000	10.000.000
20	Ka.Sek.Laboratorium	1	10.000.000	10.000.000
21	Ka.Sek.Utilitas	1	10.000.000	10.000.000
22	Ka.Sek.Pengembangan	1	10.000.000	10.000.000
23	Ka.Sek. Penelitian	1	10.000.000	10.000.000
24	Karyawan Personalia	3	7.000.000	21.000.000
25	Karyawan Humas	3	7.000.000	21.000.000
26	Karyawan Keamanan	10	7.000.000	70.000.000
27	Karyawan Pembelian	5	7.000.000	35.000.000
28	Karyawan Pemasaran	6	7.000.000	42.000.000
29	Karyawan Administrasi	5	7.000.000	35.000.000
30	Karyawan Kas/Anggaran	4	7.000.000	28.000.000
31	Karyawan Proses	30	7.000.000	210.000.000
32	Karyawan Pengendalian	7	7.000.000	49.000.000

Tabel 4. 7 Gaji karyawan *non shift* (lanjutan)

No	Jabatan	Jumlah	Gaji Per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
33	Karyawan Laboratorium	7	7.000.000	49.000.000
34	Karyawan Pemeliharaan	10	7.000.000	70.000.000
35	Karyawan Utilitas	8	7.000.000	56.000.000
36	Karyawan KKK	5	7.000.000	35.000.000
37	Karyawan Litbang	3	7.000.000	21.000.000
38	Sekretaris	5	5.000.000	25.000.000
39	Dokter	3	8.000.000	24.000.000
40	Perawat	5	5.000.000	25.000.000
41	Sopir	10	3.500.000	35.000.000
42	<i>Cleaning Service</i>	8	3.500.000	28.000.000
TOTAL		160		1.249.000.000

2. Jumlah karyawan shift

Penentuan jumlah karyawan shift dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada. Penentuan rincian jumlah karyawan proses dapat dilihat pada tabel 4.7 berikut :

Tabel 4. 8 Rincian jumlah karyawan *shift*

Alat Proses				
No.	Alat	Jumlah (Unit)	Operator/unit/shift	Jumlah Operator/Unit/Shift
1	Reaktor RATB	3	0,5	1,5
2	Mixer	1	0,5	0,5
3	Evaporator	1	0,25	0,25
4	Dekanter	1	0,5	0,5
5	<i>RDVF</i>	1	0,125	0,125
6	<i>Rotary dryer</i>	1	0,16	0,16
7	<i>Ball mill</i>	1	0,25	0,25
8	Tangki	4	0,1	0,4
9	Pompa	16	0,2	3,2
10	Heat Exchanger	5	0,1	0,5
11	Conveyor	5	0,2	1
Total				8,385

Tabel 4. 9 Rincian jumlah karyawan *shift* (lanjutan)

No.	Alat	Utilitas		
		Jumlah (Unit)	Operator/unit/shift	Jumlah Operator/Unit/Shift
1	Filter Bak water	2	0,125	0,25
2	treatment	6	0,1	0,6
3	Boiler	1	0,5	0,5
4	Clarifier	1	0,5	0,5
5	Cooling Tower	1	0,5	0,5
6	Deaerator	1	0,1	0,1
7	Tangki	12	0,1	1,2
Total				3,65

Jumlah operator untuk peralatan proses = 9 x 3 shift
= 27 orang operator

Jumlah operator untuk peralatan utilitas = 4 x 3 shift
= 12 orang operator

9. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Untuk menunjang kesejahteraan karyawan, perusahaan memberikan beberapa fasilitas yang tujuannya untuk meningkatkan jasmani dan rohani karyawan agar tetap baik, sehingga karyawan tidak merasa jenuh ataupun bosan dalam melaksanakan kerja sehari-hari dan kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Adapun kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain :

a. Tunjangan

Terdapat beberapa tunjangan yang diberikan perusahaan kepada karyawan, diantaranya tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan, tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja, tunjangan hari

raya yang diberikan setiap tahunnya menjelang Hari Raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan sebesar satu bulan gaji dan tunjangan lain yang besarnya ditentukan berdasarkan undang-undang yang berlaku.

b. Cuti

Untuk dapat meningkatkan produktivitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan cuti kepada karyawan dengan ketentuan sebagai berikut :

1. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun
2. Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter
3. Cuti massal setiap tahun diberikan kepada karyawan bertepatan dengan Hari Raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.
4. Cuti hamil wanita yang akan melahirkan berhak cuti selama 3 bulan dan selama cuti tersebut gaji tetap dibayar dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dan kedua minimal 2 tahun.

c. Pengobatan

Untuk meningkatkan faktor kesehatan karyawan di berikan fasilitas poliklinik. Selain itu biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku dan biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

d. Kantin

Perusahaan menyediakan pelayanan makan siang bagi karyawan yang berada di lokasi pabrik.

e. Transportas

Perusahaan menyediakan sarana transportasi untuk antar jemput karyawan.

f. Pakaian Kerja

Untuk mencegah adanya kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahunnya, selain itu juga disediakan alat keselamatan untuk menunjang keselamatan karyawan ketika menjalankan alat proses di pabrik.

g. Asuransi

Perusahaan menjamin seluruh karyawan dengan mangasuransikan ke perusahaan asuransi setempat.

h. Tempat Ibadah

Perusahaan memberikan fasilitas tempat ibadah berupa masjid yang dipergunakan karyawan untuk beribadah.

BAB V

UTILITAS

Unit Utilitas merupakan unit penunjang yang memiliki peran penting dalam berjalannya suatu proses di Industri. Perancangan utilitas dibutuhkan untuk menjamin keberlangsungan suatu pabrik. Beberapa penyediaan utilitas yang dibutuhkan pabrik antara lain :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pendingin (*Refrigerant*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyedia Bahan Bakar
6. Unit Pengelolaan Limbah

5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Kebutuhan air suatu industri dapat dipenuhi dengan menggunakan air sungai, air danau, air laut sebagai sumbernya. Perancangan pabrik sodium siklamat ini menggunakan air dari Sungai Bengawan Solo karena lokasinya yang berdekatan dengan pabrik. Pengolahan air dilakukan melalui proses fisis dan kimia dengan tujuan untuk meningkatkan kelayakan air yang akan digunakan untuk kebutuhan proses maupun kebutuhan penunjang lainnya. Adapun pertimbangan dalam memilih air sungai sebagai sumber untuk kebutuhan pabrik adalah sebagai berikut :

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga akan selalu tersedia dan akan terhindarkan dari kendala kekurangan air.
- Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya lebih besar karena membutuhkan alat yang relatif lebih mahal.

- Jumlah air sungai yang lebih banyak dibandingkan jumlah air sumur
 - Lokasi sungai berada tidak jauh dari lokasi pembangunan pabrik
- Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan :

a. Air Domestik

Berdasarkan standar WHO, kebutuhan air per orang berkisar antara 100-120 liter per hari. Untuk suatu pabrik atau kantor, kebutuhan air untuk satu orang sebesar 100 liter per hari. Jumlah karyawan pada pabrik ini berjumlah 160 orang. Sehingga total kebutuhan air domestik sebesar :

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Domestik

Keterangan	Kebutuhan Air (Kg/jam)
Karyawan	15.640,08
Perumahan Karyawan	5.000
Total	20.640,08

b. Air Pendingin

Air pendingin digunakan sebagai media pendingin . Kebutuhan air pendingin pada pabrik sodium siklamat terlampir pada Tabel 5.2 sebagai berikut :

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Kode alat	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
<i>Cooler</i>	CL	52,41
<i>Condensor Subcooler</i>	CS	31.582,15
<i>Belt Cooling Conveyor</i>	BC-02	3.446,83
Total		35.081,39

Perancangan dibuat *over design* sebanyak 20% sehingga menjadi 42.097,67 kg/jam. Pada saat berlangsungnya proses, air pendingin mengalami *blowdon* pada unit *cooling tower* sehingga diperlukan adanya air *make-up*. kebutuhan air *make-up* yaitu sebesar 325,80 kg/jam.

c. Air untuk Uap (*Steam*)

Air uap adalah air yang digunakan sebagai media pemanas dalam alat proses. Air uap boiler harus memenuhi persyaratan. Karena dapat mengakibatkan kerusakan pada alat sehingga dilakukan pencegahan agar tidak terjadi *scalling*, *fouling* dan *foaming*. Kebutuhan *steam* untuk alat proses telampir pada Tabel 5.3 sebagai berikut :

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air untuk *Steam*

Alat	Kode	Kebutuhan <i>Steam</i> (Kg/jam)
Heater-01	HE-01	51,90
Heater-02	HE-02	7,30
Heater-03	HE-03	178,16
Heater-04	HE-04	412,22
Rotary Dryer	RD	10.217,11
Jumlah		10.866,66

Perancangan dibuat over design sebanyak 20% sehingga menjadi 13.040,03 kg/jam. Air pembangkit steam 85% dimanfaatkan kembali, 15% air *make-up*, dikarenakan terjadinya *blowdown* pada boiler sebesar 10% dan penggunaan *steam trap* sebesar 5%, sehingga jumlah air *make-up* yang dibutuhkan setelah dilakukan perhitungan yaitu sebesar 2347,20 kg/jam.

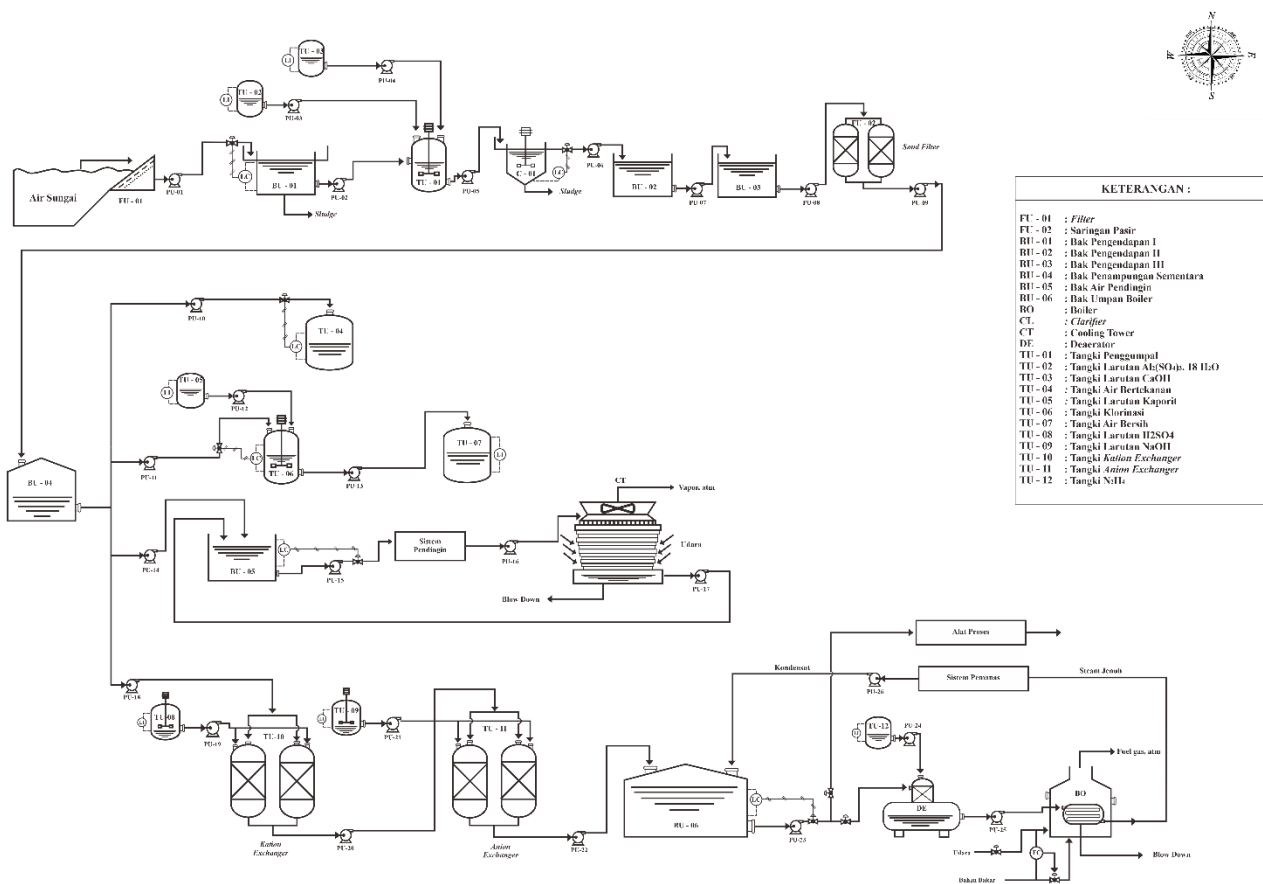
d. Air Proses

Pabrik sodium siklamat membutuhkan air proses sebesar 1.131,75 kg/jam yang digunakan untuk keperluan proses di Mixer (M-01) dan air pencuci pada *Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF)* sebesar 1.177,76 kg/jam . Perancangan dibuat over design 20%, sehingga total kebutuhan air proses menjadi 2.771,41 kg/jam.

e. Air Layanan (*Service Water*)

Perkiraan kebutuhan air untuk penggunaan layanan umum seperti bengkel, laboratorium, masjid, kantin, pemadam kebakaran, dan lain-lain sebesar 250 kg/jam.

UNIT PENGOLAHAN AIR



Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Dalam proses pengolahan air sungai diperlukan beberapa tahapan untuk dapat di gunakan sebagai air penunjang dalam suatu pabrik. Beberapa tahapan diantaranya yaitu :

a. Penyaringan

Tahap penyaringan dilakukan untuk memisahkan kotoran yang berukuran cukup besar dari aliran sungai seperti daun, ranting, dan sampah. Air yang telah melewati penyaringan kemudian akan diolah ke tahap selanjutnya untuk menghilangkan kotoran yang berukuran lebih kecil.

b. Pengendapan I

Pengendapan I dilakukan untuk memaksimalkan penghilangan kotoran yang lolos melewati penyaringan seperti lumpur dan suspensi lainnya dengan metode pengendapan. Pengendapan dapat memaksimalkan proses penyaringan yang tidak dapat menyaring kotoran dengan ukuran yang lebih kecil.

c. Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan partikel-partikel koloid dalam air dengan menggunakan bahan kimia koagulan sehingga partikel-partikel tersebut bersifat netral dan membentuk endapan berbentuk flok. Flok akan mengendap dengan bantuan gaya gravitasi sehingga dapat dipisahkan dengan sedimentasi dan filtrasi. Koagulan yang digunakan adalah tawas dan Alumunium Sulfat ($Al_2(SO_4)_3$) yang merupakan garam dari asam kuat dan basa lemah, sehingga air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan lancar, sering ditambahkan kapur. Kapur berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat susasana basa sehingga mempermudah penggumpalan.

d. Pengendapan II

Proses sedimentasi membutuhkan waktu sehingga dilakukan dua kali tahap pengendapan yang bertujuan untuk mengendapkan flok yang masih terikat dari proses sebelumnya. Bentuk-bentuk flok tadi akan mengendap yang selanjutnya dapat dibuang (*blow down*).

e. Saringan Pasir (*Sand Filter*)

Air dari bak pengendap yang masih mengandung padatan tersuspensi selanjutnya memasuki alat *sand filter* untuk difiltrasi. Filtrasi ini bertujuan untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} dan lain-lain dengan menggunakan resin. *Sand Filter* dicuci (*back wash, rinse*) bila sudah dianggap kotor.

f. Penampungan Air Bersih

Air yang sudah melalui tahap filtrasi bisa disebut sebagai air bersih dan ditampung dalam bak penampung air bersih. Air tersebut kemudian didistribusikan untuk keperluan :

- *Service water*
- Air domestik
- *Make up cooling water*
- Bahan baku *demin plan*

g. Demineralisasi

Demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* untuk umpan boiler. Proses demineralisasi ini terbagi menjadi 2, yaitu pelunakan air dan dealkalinasi. Proses pelunakan air terjadi pada kation *exchanger*. Di dalam kation *exchanger*, mineral-mineral sadah seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , dan mineral lainnya akan dibebaskan dari air bersih. Mineral ini akan ditangkap oleh suatu resin berjenis *hydrogen-zeolite*. Resin

memiliki kapasitas untuk menangkap ion-ion ini. Suatu waktu resin tidak mampu lagi untuk menangkap mineral, maka akan disubjekkan kedalam proses regenerasi resin. Regenerasi resin kation *exchanger* dilakukan dengan penambahan asam kuat H_2SO_4 . Air keluaran dari kation *exchanger* adalah air bebas mineral yang tendensi untuk membentuk *scalling*-nya sudah diminimalkan. Air yang telah melewati kation *exchanger* akan disubjekkan kedalam anion *exchanger* untuk dilakukan proses dealkalinasi. Proses ini bertujuan untuk menangkap ion-ion negatif seperti HCO_3^{3-} , CO_3^{2-} , SO_4^{2-} , Cl^{2-} dan lain-lain. Ion negatif ini harus ditangkap karena jika air bersifat basa ini dipanaskan, akan berpotensi untuk membentuk gas CO_2 yang bisa menurunkan performa boiler dan alat proses lainnya. Proses penangkapan ion-ion memiliki mekanisme yang mirip pada proses pelunakan air. Perbedaan utamanya adalah jenis resin yang digunakan. Jenis resin yang digunakan *weakly basic anion exchanger*. Pada proses ini, saat resin sudah memenuhi kapasitasnya untuk menangkap ion, resin akan diregenerasikan dengan menambahkan basa kuat $NaOH$. Air keluaran dari anion *exchanger* ini sudah bisa digunakan sebagai air proses. Tetapi untuk penggunaan sebagai air umpan boiler, perlu dilakukan proses lebih lanjut

h. Deaerasi

Air keluaran dari proses demineralisasi yang akan dijadikan umpan boiler akan disubjekkan ke proses deaerasi untuk menghilangkan gas-gas terlarut dalam air, terutama gas O_2 yang berpotensi untuk menyebabkan korosi pada boiler. Korosi pada boiler memiliki konsekuensi yang sangat berbahaya, selain perpendekan umur boiler. Pengikisan didalam boiler berpotensi menyebabkan peledakan dikarenakan ekspansi tekanan yang tidak sesuai dengan tekanan desain. Untuk menghilangkan gas-gas terlarut, senyawa N_2H_4 (hidrazin) ditambahkan untuk mengikat O_2 dan gas terlarut lainnya. Setelah dihilangkan kandungan gas terlarut, maka air keluaran

de-aerator dapat langsung diumpankan ke *boiler feed water*, kemudian diumpankan ke boiler. Di dalam boiler akan berlangsung proses pembangkitan air menjadi uap. Namun, untuk menjaga konsentrasi *suspended solid* yang terakumulasi di dalam boiler, dilakukan sistem *blowdown* pada periode tertentu sehingga menghilangkan sejumlah air. Untuk mengganti air yang hilang tersebut, ditambahkan *make up water* agar tetap memenuhi kebutuhan proses.

5.2 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generator system*)

Unit pembangkit *steam* digunakan untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada alat proses yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi sebagai berikut:

Kapasitas : 13.040,03 kg/jam
Jenis : *Water tube boiler*
Jumlah : 1 Unit

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve sistem* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5– 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosifitasnya tinggi. Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran *fuel oil* (burner) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa - pipa api sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding *tube*, sehingga temperaturnya naik dari suhu 30°C menjadi 120 °C (*Superheated steam*) yang kemudian dialirkan ke alat pemanas proses.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik di pabrik sodium siklamat ini dipenuhi oleh PLN, selain itu listrik cadangan dihasilkan dari generator pabrik apabila ada gangguan pasokan listrik dari PLN setempat. Hal ini bertujuan agar pasokan

tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN. Energi listrik yang dihasilkan generator berasal dari putaran poros engkol yang digerakkan oleh panas yang dihasilkan dari bahan bakar solar. Spesifikasi generator yang digunakan dalam pabrik ini yaitu :

Kapasitas : 1000 kW
 Jenis : *AC Generator*
 Jumlah : 1 Unit

Berikut merupakan rincian kebutuhan listrik, diantaranya sebagai berikut :

a. Kebutuhan listrik untuk alat proses

Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Mixer	M-01	1,5	1.118,55
Reaktor	R-01	7,5	5.592,75
Netralizer	R-02	15	11.185,50
Blower RDVF	BL-01	7,5	5.592,75
Rotary Dryer	RD	6,67	4967,06
Ball Mill	BM	20,00	14.914,00
Screener	SC	4,00	2.982,80
Belt Conveyor	BC-01	0,5	372,85
Belt Conveyor	BC-02	0,5	372,85
Belt Conveyor	BC-03	0,5	372,85
Belt Conveyor	BC-04	0,5	372,85
Pompa-01	P-01	1,14	847,68
Pompa-02	P-02	0,49	365,49
Pompa-03	P-03	2,40	1787,75
Pompa-04	P-04	1,04	772,50
Pompa-05	P-05	1,50	1118,55
Pompa-06	P-06	0,17	129,49
Pompa-07	P-07	0,002	1,70
Pompa-08	P-08	0,41	304,02
Pompa-09	P-09	0,14	102,44
Pompa-10	P-10	7,50	5592,75
Pompa-11	P-11	2,47	1.844,03
Pompa-12	P-12	2,54	1.897,33
Pompa-13	P-13	20,00	14.914,00
Pompa-14	P-14	5,00	3.728,50
Pompa-15	P-15	20,00	14.914,00
Pompa-16	P-16	5,00	3.728,50
Kompresor-01	K-01	475,59	354.647,46
Total		608,05	454.540,99

Power yang dibutuhkan = 454.540,99 Watt = 454,54 kW

b. Kebutuhan Listrik Utilitas

Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik untuk Alat Utilits

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Tangki Flokulator	TU-01	1,50	1.118,55
Clarifier	CL	1,00	745,70
Tangki Klorinasi	TU-06	1,00	745,70
Blower Cooling Tower	CT	3,00	2.237,10
Tangki Laurant H2SO4	TU-08	1,50	1.118,55
Tangki Laurant NaOH	TU-09	2,00	1.491,40
Kompresor Udara	CP-01	6,00	4.474,20
Pompa-01	PU-01	2,67	1.991,49
Pompa-02	PU-02	2,14	1.595,26
Pompa-03	PU-03	0,05	39,82
Pompa-04	PU-04	0,01	9,47
Pompa-05	PU-05	3,78	2.820,33
Pompa-06	PU-06	2,25	1.680,80
Pompa-07	PU-07	2,26	1.682,18
Pompa-08	PU-08	0,74	550,40
Pompa-09	PU-09	1,26	939,54
Pompa-10	PU-10	0,12	92,77
Pompa-11	PU-11	0,91	677,53
Pompa-12	PU-12	0,06	45,12
Pompa-13	PU-13	1,24	923,21
Pompa-14	PU-14	1,18	880,04
Pompa-15	PU-15	1,18	879,36
Pompa-16	PU-16	3,11	2.319,71
Pompa-17	PU-17	1,58	1.177,49
Pompa-18	PU-18	0,25	189,27
Pompa-19	PU-19	0,11	84,29
Pompa-20	PU-20	0,26	191,99
Pompa-21	PU-21	0,05	35,66
Pompa-22	PU-22	0,25	191,99
Pompa-23	PU-23	0,30	222,92
Pompa-24	PU-24	0,28	206,86
Pompa-25	PU-25	0,52	389,18
Pompa-26	PU-26	0,14	108,03
Total		41,22	29.245,52

Power yang dibutuhkan = 29.245,52 Watt = 29,24 kW

Kebutuhan motor penggerak total = 483,79 kW

- c. Kebutuhan listrik Instrumentasi atau alat kontrol
Power yang dibutuhkan untuk alat kontrol diperkirakan 25% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor : $P = 120,95 \text{ kW}$
- d. Kebutuhan listrik untuk penerangan
Power yang dibutuhkan untuk alat penerangan diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor : $P = 72,57 \text{ kW}$
- e. Kebutuhan listrik untuk peralatan kantor
Power yang dibutuhkan untuk kantor seperti (AC, computer, dan lain-lain) diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor: $P = 72,57 \text{ kW}$
- f. Kebutuhan listrik untuk bengkel, laboratorium, dan lain-lain
Power yang dibutuhkan untuk bengkel, laboratorium, dan lain-lain diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor : $P = 72,57 \text{ kW}$
- g. Kebutuhan listrik perumahan
Setiap rumah diperkirakan memerlukan listrik = 1.300 Watt
Jumlah rumah = 20 Unit
Kebutuhan listrik = 26 kW
Total kebutuhan listrik pabrik dapat dilihat berdasarkan tabel berikut:

Tabel 5. 6 Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1.	Alat Proses	454,54
2.	Alat Utilitas	29,25
3.	Penerangan	72,57
4.	Peralatan Kantor	72,58
5.	Laboratorium dan Bengkel	72,57
6.	Instrumentasi/alat kontrol	120,95
7.	Perumahan	26
Total		848,44

Kebutuhan listrik disuplai dari PLN, namun sebagai cadangan terdapat sebuah generator mandiri sebagai cadangan jika terjadi pemadaman listrik oleh PLN secara mendadak.

5.3 Unit Penyedia Udara Tekan

Dalam pabrik ini udara tekan dibutuhkan untuk menggerakkan instrumen-instrumen kontrol sebagai penggerak alat-alat kontrol di pabrik yang bekerja secara pneumatis. Tekanan udara instrumen yang digunakan adalah 7,2 bar. Dalam pabrik sodium siklamat ini terdapat sekitar 16 alat *control* yang memerlukan udara tekan untuk menggerakkannya. Mekanisme atau proses untuk membuat udara tekan yaitu udara lingkungan ditekan menggunakan kompresor yang dilengkapi filter (penyaring) udara hingga mencapai tekanan 7,2 bar, selanjutnya udara tersebut dialirkan menuju alat kontrol dan alat proses yang membutuhkannya. Total kebutuhan udara instrumen diperkirakan sebesar 29,91 m³ /jam. Udara yang digunakan harus dalam keadaan kering sehingga begitu keluar dari blower, udara dilewatkan melalui sebuah tangki udara (bejana pengering) yang berisi *silica gel*.

5.4 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada boiler. Bahan bakar yang digunakan adalah solar sebesar 1.309,67 L/jam.

5.5 Unit Pengelolaan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik sodium siklamat dapat diklasifikasikan menjadi dua yaitu:

1. Bahan buangan cair :
 - a. Air buangan yang mengandung zat organik
 - b. Buangan air domestik
 - c. *Back washfilter*, air berminyak dari pompa
 - d. *Blow down cooling water*

Air buangan domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi gas klorin.

Air limbah dari laboratorium diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah *physical treatment*, (pengendapan,

penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia, pengontrolan pH) dan *biological treatment*.

2. Bahan buangan padat (lumpur/*slurry*)

Untuk menghindari pencemaran dari bahan buangan padat maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara membuat unit pembuangan limbah yang aman bagi lingkungan sekitar.

5.7 Spesifikasi Alat

Tabel 5. 7 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas

Pompa	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari Screening (FU-01) ke Bak pendendapan I (BU-01)	Mengalirkan air dari Bak pendendapan (BU-01) ke Tangki Flukulator (TU-01)	Mengalirkan larutan Alum dari Tangki (02) ke tangki flokulator (TU-01)	Mengalirkan larutan CaOH dari Tangki (03) ke tangki flokulator (TU-01)	Mengalirkan air dari Tangki Flukulator (TU-01) ke Clarifier (C-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial Flow impellers</i>	<i>Radial Flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (gpm)	374,67	374,67	0,45	0,22	374,67
Head Pompa (ft)	20,12	16,11	21,20	16,74	28,51
Spesifikasi					
IPS (in)	8	8,00	0,25	0,25	8,00
No.Sch	40	40	40	40	40
OD (in)	8,63	8,63	0,54	0,41	8,63
ID (in)	7,98	7,981	0,364	0,269	7,981
Efisiensi Pompa	80%	80%	5%	5%	80%
Tenaga Pompa (HP)	2,67	2,14	0,05	0,01	3,78
Tenaga Motor (HP)	3	3	0,25	0,05	5
Jumlah	2	2	2	2	2

Tabel 5.7 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari Clarifier (C-01) ke Bak pengendapan II (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak pengendapan II (BU-02) ke Bak pengendapan III (BU-03)	Mengalirkan air dari ke Bak pengendapan III (BU-03) ke Sand Filter (FU-02)	Mengalirkan air dari Sand Filter (FU-02) ke Bak penampungan sementara (BU-04)	Mengalirkan air dari Bak penampungan sementara (BU-04) ke Tangki air bertekanan (TU-04)
Jenis			<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>		
Tipe	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial Flow impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (gpm)	374,67	374,67257	374,67257	374,673	1,29194
Head Pompa (ft)	16,98	16,989005	5,5362341	9,47408	18,2408
Spesifikasi					
IPS (in)	8	8,00	8,00	8,00	0,38
No.Sch	40	40	40	40	40
OD (in)	8,63	8,63	8,63	8,63	0,68
ID (in)	7,98	7,981	7,981	7,981	0,493
Efisiensi Pompa	80%	80%	80%	80%	5%
Tenaga Pompa (HP)	2,25	2,25	0,74	1,26	0,12
Tenaga Motor (HP)	3	3	1,00	1,50	0,25
Jumlah	2	2	2	2	2

Tabel 5.7 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak penampungan sementara (BU-04) ke Tangki Klorinasi (TU-06)	Mengalirkan air larutan klorin dari tangki (TU-05) ke Tangki klorinasi (TU-06)	Mengalirkan air dari tangki klorinas (TU-06) ke tangki air bersih (TU-07)	Mengalirkan air dari bak penampungan sementara (BU-04) bak air pendingin (BU-05)	Mengalirkan air dari Bak air pendingin (BU-05) menuju sistem pendingin
Jenis		<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>			
Tipe	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (gpm)	101,61	0,39	101,61	196,45	196,45
Head Pompa (ft)	21,02	20,81	29,98	16,71	16,70
Spesifikasi					
IPS (in)	4,0	0,8	4,0	6,0	6,0
No.Sch	40	40	40	40	40
OD (in)	4,50	0,54	4,50	6,63	6,63
ID (in)	4,03	0,364	4,026	6,065	6,065
Efisiensi Pompa	65%	5%	68%	80%	80%
Tenaga Pompa (HP)	0,91	0,06	1,24	1,18	1,18
Tenaga Motor (HP)	1,50	0,17	1,50	2,00	2,00
Jumlah	2	2	2	2	2

Tabel 5.7 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20
Fungsi	Mengalirkan air dari sistem pendingin menuju cooling tower (CT)	Mengalirkan air dari cooling tower (CT) ke tangki bak pendingin (BU-05)	Mengalirkan air dari bak penampungan sementara (BU-04) ke tangki kation exchanger (TU-10)	Mengalirkan larutan H2SO4 dari tangki (TU-08) ke tangki kation exchanger (TU-10)	Mengalirkan larutan H2SO4 dari kation exchanger (TU-10) ke Ianion exchanger (TU-11)
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (gpm)	196,45	196,45	79,44	22,52	79,44
Head Pompa (ft)	44,15	21,64	7,80	7,90	7,78
Spesifikasi					
IPS (in)	6,0	6,0	4,0	2,0	4,0
No.Sch	40	40	40	40	40
OD (in)	6,63	6,63	4,50	2,38	4,50
ID (in)	6,07	6,065	4,026	2,067	4,026
Efisiensi Pompa	80%	80%	63%	43%	62%
Tenaga Pompa (HP)	3,11	1,58	0,25	0,11	0,26
Tenaga Motor (HP)	5,00	2,00	0,33	0,25	0,50
Jumlah	2	2	2	2	2

Tabel 5.7 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-21	PU-22	PU-23	PU-24	PU-25
Fungsi	Mengalirkan larutan NaOH dari tangki (TU-09) ke tangki anion exchanger (TU-11)	Mengalirkan air dari anion exchanger (TU-11) ke bak penampungan (BU-06)	Mengalirkan air dari bak umpan Boiler (BU-06) ke Deaerator (DE) dan alat proses	Mengalirkan larutan N ₂ H ₄ (Hydrazine) dari tangki (TU-12) ke Deaerator (DE)	Mengalirkan air dari Deaerator (DE) ke Boiler (BO)
Jenis		<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>			
Tipe	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (gpm)	6,30	79,44	79,44	67,51	67,51
Head Pompa (ft)	8,25	7,78	9,19	9,56	17,98
Spesifikasi					
IPS (in)	1,0	4,0	4,0	3,0	3,0
No.Sch	40	40	40	40	40
OD (in)	1,32	4,50	4,50	3,50	3,50
ID (in)	1,05	4,026	4,026	3,068	3,068
Efisiensi Pompa	30%	63%	63%	60%	60%
Tenaga Pompa (HP)	0,05	0,25	0,30	0,28	0,52
Tenaga Motor (HP)	0,17	0,50	0,50	0,50	1,00
Jumlah	2	2	2	2	2

Tabel 5.7 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-26	PU-27
Fungsi	Mengalirkan air kondensat dari Boiler (BO) ke Bak Umpan Boiler (BU-06)	Mengalirkan Refrigeran (NH3) ke Crystalizer (CR)
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (gpm)	55,36	0,06
Head Pompa (ft)	5,88	3,29
Spesifikasi		
IPS (in)	3,0	0,1
No.Sch	40	40
OD (in)	3,50	0,41
ID (in)	3,07	1,66
Efisiensi Pompa	58%	5%
Tenaga Pompa (HP)	0,15	0,05
Tenaga Motor (HP)	0,25	0,05
Jumlah	2	2

Tabel 5. 8 Spesifikasi Bak Utilitas

Bak	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04	BU-05	BU-06
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi	Mengendapkan kotoran dalam bentuk koloid dalam air dengan menambahkan koagulan	Mengendapkan flok yang masih terikut dari bak pengendapan II	Menampung sementara raw water (filtered water) setelah disaring	Menampung kebutuhan air pendingin	Menampung air bebas mineral dan mencampur Kondensat sirkulasi dan makeup air umpan boiler
Jenis Bahan	Bak Persegi Beton Bertulang	Bak Persegi Beton Bertulang	Bak Persegi Beton Bertulang	Bak Persegi Beton Bertulang	Bak Persegi Beton Bertulang	Bak Persegi Beton Bertulang
Spesifikasi						
Panjang (m)	12,03	10,15	10,15	5,58	12,99	3,33
Lebar (m)	12,03	10,15	10,15	5,58	12,99	3,33
Tinggi (m)	6,02	5,07	5,07	2,79	6,49	1,66
Jumlah	1	1	1	1	1	1

Tabel 5. 9 Spesifikasi Tangki Utilitas

Tangki	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05
Fungsi	Mencampurkan air dengan Alum 5 % dan CaOH 5 % sebagai koagulan untuk menggumpalkan kotoran .	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 % untuk 1 minggu operasi	Menyiapkan dan menyimpan larutan CaOH % untuk 1 minggu operasi	Menampung Air bertekanan untuk keperluan layanan umum.	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 bulan yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi (TU-01)
Jenis	Tangki Silinder Berpengaduk	Tangki Silinder Vertikal	Tangki Silinder Vertikal	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
	Spesifikasi				
Tinggi (m)	4,81	4,15	2,80	2,09	0,90
Diameter (m)	4,81	2,07	1,40	2,09	0,45
Volume (m ³)	87,15	14,02	4,33	7,20	0,07
Jenis Impeller	<i>Marine Propeller 3 blade</i>	-	-	-	-
Jumlah Impeller	1	-	-	-	-
Power Motor (HP)	1,5	-	-	-	-
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 5.9 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)

Tangki	TU-06	TU-07	TU-08	TU-09	TU-10
Fungsi	mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga.	Melarutkan H ₂ SO ₄ untuk regenerasi penukar kation.	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar Anion	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat kation dengan bantuan resin
Jenis	Berbentuk Tangki silinder berpengaduk	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Berpengaduk	Tangki Silinder Berpengaduk	Tangki Silinder Tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Stainless steel</i>	<i>Stainless steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi					
Tinggi (m)	6,23	8,97	1,55	0,95	2,29
Diameter (m)	3,11	8,97	1,55	0,95	0,97
Volume (m ³)	23,68	566,28	2,91	0,68	1,41
Jenis Impeller	<i>Marine Propeller 3 blade</i>	-	Marine Propeller 3 balde	Marine Propeller 3 balde	-
Jumlah Impeller	1	-	1	1	-
Power Motor (HP)	1	-	1,5	2	-
Jumlah	1	1	1	1	2

Tabel 5.9 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)

Tangki	TU-11	TU-12	TU-13	TU-14	TU-15
Fungsi	Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air bersih	Menyimpan larutan N ₂ H ₄	Menyiapkan dan menyimpan Refrigeran (NH ₃) untuk 3 hari operasi	Menampung bahan bakar boiler untuk persediaan 3 hari	Menampung udara kering
Jenis	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Stainless steel</i>	<i>Stainless steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
	Spesifikasi				
Tinggi (m)	2,29	2,73	9,45	5,24	0,37
Diameter (m)	0,72	2,73	9,48	5,24	0,25
Volume (m ³)	0,77	15,93	669,35	113,15	0,018
Jenis Impeller	-	-	-	-	-
Jumlah Impeller	-	-	-	-	-
Power Motor (HP)	-	-	-	-	-
Jumlah	2	1	1	1	1

Tabel 5. 10 Spesifikasi Alat Utilitas

Tangki	FU-01	CL	FU-02	CT	BL
Fungsi	Menyaring Kotoran-Kotoran yang berukuran besar misalnya seperti kayu, daun, ranting dan sampah.	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang terbawa oleh air dari bak pengendap I	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai dengan media pasir	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan oleh alat-alat proses dengan media pendingin udara	Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Jenis	<i>Filter</i>	<i>Clarifier/conical bottom</i>	Bak Silinder Tegak	<i>Induced draft cooling tower</i>	<i>Blower</i>
Bahan	Alumunium	<i>Stainless steel</i>	Beton Bertulang	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
		Spesifikasi			
Tinggi (m)	-	7,63	1,59	13,35	-
Diameter (m)	2,43	7,63	-	-	-
Panjang (m)	3,05	3,19	3,19	1,08	-
Lebar (m)	-	-	3,19	1,08	-
Volume (m ³)	-	348,01	16,24	912,23	-
Jenis Impeller	-	<i>Marine Propeller 3 blade</i>	-	-	-
Jumlah Impeller	-	1	-	-	-
Power Motor (HP)	-	1	-	-	3
Jumlah	1	1	2	1	1

Tabel 5. 11 Spesifikasi Alat Utilitas (Lanjutan)

Tangki	FU-01	CL	FU-02	CT	DE	BL
Fungsi	Menyaring Kotoran yang berukuran besar seperti kayu daun.	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid	Menyaring partikel halus yang ada dalam air sungai dengan media pasir	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan oleh alat-alat proses dengan udara	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam feed water.	Menghisap udara untuk dikontakkan dengan air
Jenis	<i>Filter</i>	Clarifier/conical bottom	Bak Silinder Tegak	Induced draft cooling tower	Tangki Silinder Tegak	<i>Blower</i>
Bahan	Alumunium	<i>Stainless steel</i>	Beton Bertulang Spesifikasi	<i>Carbon Steel</i>	<i>Stainless steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas (kg/jam)	72.502	-	-	38.013	13.063	26.096
Tinggi (m)	-	7,63	1,59	13,35	2,71	-
Diameter (m)	0,01	7,63	-	-	2,71	-
Panjang (m)	3,05	3,19	3,19	1,08	-	-
Lebar (m)	2,43	-	3,19	1,08	-	-
Volume (m ³)	-	348,01	16,24	912,23	15,68	-
Jenis Impeller	-	<i>Marine Propeller</i>	-	-	-	-
Material	-	-	<i>Spheres</i>	-	-	-
Ukuran Pasir (Mesh)	-	-	28	-	-	-
Jumlah Impeller	-	1	-	-	-	-
Power Motor (HP)	-	1	-	-	-	-
Jumlah	1	1	1	-	1	-

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam pra rancangan suatu pabrik dilakukan untuk memperkirakan modal investasi dalam pendirian suatu pabrik dan juga performa ekonomi suatu pabrik. Evaluasi ekonomi juga dapat menjadi alat untuk menilai bahwa suatu pabrik layak atau tidak layak untuk dibangun. Dalam evaluasi ekonomi terdapat faktor-faktor yang ditinjau :

1. *Return On Investment (ROI)*

ROI merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan. Secara matematis *ROI* dapat dihitung dengan membandingkan keuntungan tahunan dengan modal investasi dalam satuan persen. Nilai *ROI* didapatkan menggunakan rumus :

$$ROI \text{ sebelum pajak} = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed capital}} \times 100\%$$

$$ROI \text{ setelah pajak} = \frac{\text{Keuntungan setelah pajak}}{\text{Fixed capital}} \times 100\%$$

2. *Pay Out Time (POT)*

POT merupakan jumlah tahun dimana modal investasi dapat dikembalikan dari keuntungan yang dihitung sebelum dilakukan pengurangan dengan depresiasi. Jika suatu pabrik memiliki nilai prediksi *POT* terlalu tinggi, maka pabrik tersebut tidak menarik bagi investor. Nilai *POT* didapatkan menggunakan rumus:

$$POT \text{ sebelum pajak} = \frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Keuntungan Sebelum Pajak} + 0,1 \times (\text{Fixed Capital})}$$

$$POT \text{ setelah pajak} = \frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Keuntungan Setelah Pajak} + 0,1 \times (\text{Fixed Capital})}$$

3. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

DCFR merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal dimana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. Batasan *DCFR* sendiri adalah 1,5 kali bunga bank. Batasan Nilai *DCFR* didapatkan dengan menggunakan rumus :

$$\text{Batasan DCFR} = 1,5 \times \text{Suku bunga bank}$$

4. *Break Even Point (BEP)*

BEP merupakan titik impas produksi dimana menunjukkan tingkat jumlah biaya dan penghasilan dengan nilai yang sama. Titik ini melambangkan kondisi pabrik dimana tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Pabrik akan mengalami keuntungan jika pabrik beroperasi diatas titik impas (*BEP*), begitu juga sebaliknya pabrik akan mengalami kerugian apabila pabrik beroperasi dibawah *BEP*. *BEP* digunakan untuk menganalisa performa pabrik, sehingga tidak memiliki batasan pasti. Semakin kecil nilai *BEP*, maka kemungkinan pabrik untung dengan produksi yang sedikit akan semakin besar. Nilai *BEP* dihitung dengan menggunakan rumus :

$$BEP = \frac{Fa + (0,3 \times Ra)}{Sa - Va - (0,7 \times Ra)} \times 100\%$$

Dengan :

Fa (Fixed Cost) : total biaya depresiasi, pajak proserti, dan asuransi

Ra (Regulated Cost) : total biaya gaji karyawan, *payroll overhead*, supervisi, plant overhead, laboratorium, general expense, *maintenance*, dan *plant supplies*

Va (Variable Cost) :total biaya bahan baku, *packaging*, *shipping*, *royalti*

Sa (Sales) :biaya penjualan

5. *Shut Down Point (SDP)*

SDP adalah titik penentuan suatu operasi pabrik atau aktivitas produksi dihentikan. Hal ini dapat terjadi jika nilai *variable cost* yang terlalu tinggi, atau

faktor lainnya seperti sistem manajemen yang buruk sehingga tidak dapat menghasilkan suatu *profit*. Nilai SDP didapatkan dengan menggunakan rumus :

$$SDP = \frac{(0,3 \times Ra)}{Sa - Va - (0,7 \times Ra)} \times 100\%$$

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal yakni sebagai berikut :

- a. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investmen*) yang terdiri dari :
 1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investmen*)
 2. Modal Kerja (*Working Capital Investmen*)
- b. Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost*) yang terdiri dari :
 1. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 2. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
- c. Pendapatan Modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

1. Biaya Tetap (*Fixed Cost/Fa*)
2. Biaya Variabel (*Variable Cost/Va*)
3. Biaya Pengembangan (*Regulated Cost/Ra*)

Evaluasi ekonomi pabrik sodium siklamat ini memiliki basis perhitungan sebagai berikut :

Kapasitas Produksi : 10.204 ton per tahun

Waktu operasi dalam setahun : 330 hari

Tahun pendirian pabrik : 2027

Kurs 1 USD ke Rupiah : Rp. 15.238

Upah pekerja asing : 10\$/ manhours

Upah Pekerja Indonesia : 20.000 Rp/manhourse

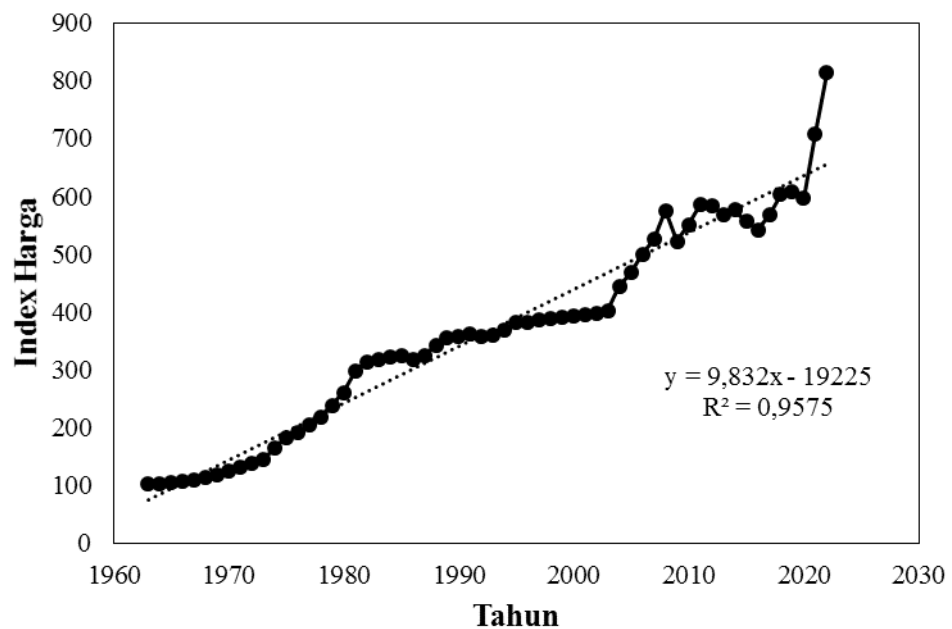
% tenaga asing : 5 %

% tenaga indonesia : 95 %

6. 1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses tiap alat dipengaruhi oleh kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Artinya harga peralatan tidak tetap untuk tiap tahunnya, harga bisa mengalami kenaikan atau pun penurunan tergantung

pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Estimasi harga alat dapat dilakukan dengan menentukan indeks alat tersebut pada tahun tertentu. Analisa harga alat dilakukan pada tahun 2023 untuk pembelian alat pada tahun pembangunan yaitu 2027. Untuk mendapatkan harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa. Harga indeks tahun 2027 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1963 sampai 2022 (sumber: personalpages.manchester.ac.uk). Berikut merupakan grafik hubungan antara tahun dengan indeks harga :



Gambar 6. 1 Grafik indeks harga

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, berdasarkan data diatas maka didapatkan persamaan berikut :

$$y = 9,832 x - 19225 \quad (6.1)$$

Dimana :

y = indeks harga

x = tahun pembelian

Dari persamaan (6.1) didapat indeks harga pada tahun 2027 adalah 704,46. Untuk memperkirakan harga alat, terdapat dua persamaan

pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga .

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (6.2)$$

Dimana :

E_x = Harga alat pada tahun x

E_y = Harga alat pada tahun y

N_x = Indeks harga pada tahun x

N_y = Indeks harga pada tahun y

(Aries dan Newton, 1955)

Dan apabila terdapat suatu alat dengan kapasitas tertentu yang tidak ada spesifikasinya dalam referensi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan (6.3)

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^{0,6} \quad (6.2)$$

Dimana :

E_b = Harga alat b

E_a = Harga alat a

C_b = Kapasitas alat b

C_a = Kapasitas alat a

(Peters,et al, 2001)

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk berbagai macam jenis alat dapat dilihat pada *Peter and Timmerhaus, "Plant Design and Economic for Chemical Engineering", 3th edition*. Untuk alat yang tidak diketahui harga eksponennya maka diambil harga x sebesar 0,6. Berikut daftar harga alat proses dan alat utilitas dapat dilihat pada Tabel 6.1 dan tabel 6.2 Dibawah ini :

Tabel 6. 1 Daftar harga alat proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga (\$)	Total Harga (\$)
1	Reaktor 01	R-01	1	102.105	102.105
2	Reaktor 02	R-02	2	153.219	306.438
3	Mixer	M	1	560.905	560.905
4	Evaporator	EV	1	180.610	180.610
5	Decanter	DC	1	18.220	18.220
6	Rotary Drum Vakum Filter	RDVF	1	192.593	192.593
7	Rotary Dryer	RD	1	152.730	152.730
8	Ball Mill	BM	1	112.621	112.621
9	Screener	SV	1	18.220	18.220
10	Tangki 01	T-01	1	157.254	157.254
11	Tangki 02	T-02	1	573.378	573.378
12	Tangki 03	T-03	2	477.143	954.285
13	Tangki 04	T-04	1	650.660	650.660
14	Heater 1	HE-01	1	1.834	1.834
15	Heater 2	HE-02	1	2.690	2.690
16	Heater 3	HE-03	1	5.014	5.014
17	Cooler	CL	1	3.913	3.913
18	Condenser Sub Cooler	CS	1	21.766	21.766
19	Belt Conveyor 1	BC-01	1	4.891	4.891
20	Belt Conveyor 2	BC-02	1	8.071	8.071
21	Belt Conveyor 3	BC-03	1	6.236	6.236
22	Belt Conveyor 4	BC-04	1	8.071	8.071
23	Belt Elevator	BE	1	18.954	18.954
24	Pompa 1	P-01	2	12.106	24.212
25	Pompa 2	P-02	2	5.747	11.494
26	Pompa 3	P-03	2	11.861	23.723
27	Pompa 4	P-04	2	8.193	16.386
28	Pompa 5	P-05	2	9.416	18.831
29	Pompa 6	P-06	2	5.747	11.494
30	Pompa 7	P-07	2	3.179	6.359
31	Pompa 8	P-08	2	11.861	23.723
32	Pompa 9	P-09	2	8.193	16.386
33	Pompa 10	P-10	2	16.997	33.994
34	Pompa 11	P-11	2	19.810	39.619
35	Pompa 12	P-12	2	19.810	39.619
36	Pompa 13	P-13	2	19.810	39.619

Tabel 6. 2 Daftar harga alat proses (lanjutan)

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga (\$)	Total Harga (\$)
37	Pompa 14	P-14	2	9.171	18.342
38	Pompa 15	P-15	2	13.451	26.902
39	Pompa 16	P-16	2	16.997	33.994
40	Silo	SL	1	190.000	190.000
TOTAL					4.636.034

Tabel 6. 3 Daftar Harga Alat Utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga (\$)	Total Harga (\$)
1	Pompa 1	PU-01	2	14.674	29.348
2	Pompa 2	PU-02	2	14.674	29.348
3	Pompa 3	PU-03	2	489	978
4	Pompa 4	PU-04	2	367	734
5	Pompa 5	PU-05	2	14.674	29.348
6	Pompa 6	PU-06	2	14.674	29.348
7	Pompa 7	PU-07	2	14.674	29.348
8	Pompa 8	PU-08	2	14.674	29.348
9	Pompa 9	PU-09	2	14.674	29.348
10	Pompa 10	PU-10	2	611	1.223
11	Pompa 11	PU-11	2	6.481	12.962
12	Pompa 12	PU-12	2	489	978
13	Pompa 13	PU-13	2	6.481	12.962
14	Pompa 14	PU-14	2	10.516	21.032
15	Pompa 15	PU-15	2	10.516	21.032
16	Pompa 16	PU-16	2	10.516	21.032
17	Pompa 17	PU-17	2	10.516	21.032
18	Pompa 18	PU-18	2	6.481	12.962
19	Pompa 19	PU-19	2	2.935	5.870
20	Pompa 20	PU-20	2	6.481	12.962
21	Pompa 21	PU-21	2	1.345	2.690
22	Pompa 22	PU-22	2	6.481	12.962
23	Pompa 23	PU-23	2	6.481	12.962
24	Pompa 24	PU-24	2	4.769	9.538
25	Pompa 25	PU-25	2	4.769	9.538
26	Pompa 26	PU-26	2	4.769	9.538
27	Tangki 1	TU-01	1	44.144	44.144
28	Tangki 2	TU-02	1	13.818	13.818

Tabel 6. 4 Daftar Harga Alat Utilitas (lanjutan)

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga (\$)	Total Harga (\$)
29	Tangki 3	TU-03	1	6.481	6.481
30	Tangki 4	TU-04	1	8.927	8.927
31	Tangki 5	TU-05	1	17.609	17.609
32	Tangki 6	TU-06	1	19.810	19.810
33	Tangki 7	TU-07	1	156.276	156.276
34	Tangki 8	TU-08	1	4.891	4.891
35	Tangki 9	TU-09	1	1.957	1.957
36	Tangki 10	TU-10	2	131.208	262.416
37	Tangki 11	TU-11	2	2.079	4.158
38	Tangki 12	TU-12	1	14.796	14.796
39	Tangki 13	TU-13	1	53.070	53.070
40	Tangki 14	TU-14	1	245	245
41	Bak Pengendapan 1	BU-01	1	2.039	2.039
42	Bak Pengendapan 2	BU-02	1	1.720	1.720
43	Bak Pengendapan 3	BU-03	1	439	439
44	Bak Penampungan Sementara	BU-04	1	439	439
45	Bak Air Pendingin	BU-05	1	2.376	2.376
46	Bak Umpan Boiler	BU-06	1	156	156
47	Filter	FU-01	1	204.944	204.944
48	Saringan Pasir	FU-02	1	223.408	223.408
59	Clarifier	CU-01	1	248.476	248.476
50	Cooling Tower	CT	1	40.597	40.597
51	Deaerator	DE	1	14.674	14.674
52	Boiler	BO	1	293.231	293.231
TOTAL					2.049.516

Dari hasil penaksiran harga alat tersebut, maka diketahui bahwa total harga alat adalah senilai 6.685.549,76 USD atau sekitar Rp. 101.795.851.973,02

6. 2. Asumsi Penentuan Total Capital Investmen (TCI)

Asumsi dan ketentuan yang digunakan dalam analisa ekonomi :

- a. Pembangunan fisik pabrik akan dilaksanakan pada tahun 2027 dan pabrik dapat beroperasi secara komersial pada awal tahun 2028
- b. Proses yang dijalankan adalah proses kontinyu
- c. Kapasitas produksi adalah 10.204 ton/tahun

- d. Jumlah hari kerja adalah 330 hari per tahun
- e. *Shut down* pabrik dilaksanakan selama 20 hari dalam satu tahun untuk perbaikan alat-alat pabrik
- f. Modal kerja yang diperhitungkan selama 1 bulan
- g. Umur alat-alat pabrik diperkirakan 10 tahun
- h. Situasi pasar, biaya, dan lain-lain diperkirakan stabil selama pabrik beroperasi

6.3. Perhitungan Biaya

6.3.1. *Capital Investment*

Capital Investmen merupakan banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya (Peters dan Timmerhaus, 2004). *Capital Investmen* terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investmen*

Fixed capital investmen merupakan modal yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik sodium siklamat ini memerlukan *physical plant cost, direct plant cost, fixed capital instrument*. Hasil perhitungan masing-masing dapat dilihat pada tabel 6.3-6.6

Tabel 6. 5 *Physical Plant Cost Alat Proses (PPC)*

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Purchasing equipment cost</i>	6.490.448	98.825.182.999
2	<i>Instalasi</i>	2.790.893	42.494.828.689
3	Instrumentasi dan kontrol	973.567	14.823.777.450
4	Pemipaan	5.581.785	84.989.657.379
5	Instalasi listrik	973.567	14.823.777.450
6	Instalasi isolasi	519.236	7.906.014.640
Total		17.329.496	263.863.238.607

Tabel 6. 6 *Direct Plant Cost Alat Utilitas (DPC)*

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Purchasing Equipment cost</i>	2.655.050	40.426.460.339
2	Instalasi	1.141.672	17.383.377.946
3	Instrumentasi dan kontrol	398.258	6.063.969.051
4	Pemipaan	4.162.688	63.382.129.995
5	Instalasi listrik	973.567	14.823.777.450
6	Instalasi isolasi	519.236	7.906.014.640
Total		9.850.471	149.985.729.420

Tabel 6. 7 *Physical Plant Cost Land and Yard (PPC)*

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	PPC Alat proses	17.329.496	263.863.238.607
2	PPC Alat Utilitas	9.850.471	149.985.729.420
3	Bangunan	2.275.018	34.640.000.000
4	Tanah	4.963.124	75.569.760.000
Total		34.418.109	524.058.728.027

Tabel 6. 8 *Direct Plant Cost (DPC)*

No.	Komponen	Biaya (US\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Physical Plant Cost</i>	34.418.109	524.058.728.027
2	<i>Engineering & Construction (20%)</i>	6.883.622	452,0891057
TOTAL		41.301.730	524.058.728.479

Tabel 6. 9 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	41.301.730	628.870.473.632
2	<i>Engineering and Construction</i>	41.301.730	628.870.473.632
3	<i>Contractor Fee</i>	688.362	10.481.174.570
4	<i>Contingency Cost</i>	3.441.811	52.405.872.848
Total		86.733.634	1.320.627.994.682

b. *Working Capital Investmen*

Working Capital Investmen merupakan biaya yang diperlukan dalam perjalanan usaha agar operasi dapat berjalan sesuai dengan target diwaktu tertentu. Biaya ini didapat dari biaya bahan baku untuk kebutuhan produksi dan siklus pribadi, biaya penyimpanan produk sebelum dikirimkan ke konsumen dan biaya pembayaran gaji, jasa, dan meterial. Berikut nilai *Working Capital Investmen* dari pabrik sodium siklamat :

Tabel 6. 10 *Working Capital Investmen* (WCI)

No.	Komponen	Biaya (US\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	6.583.600	100.243.534.968
2	<i>In process inventory</i>	1.447.580	22.041.208.630
3	<i>Product Inventory</i>	8.042.109	122.451.159.054
4	<i>Available Cash</i>	8.042.109	122.451.159.054
5	<i>Extended Credit</i>	193.010.611	2.938.827.817.298
	Total	217.126.008	3.306.014.879.004

6.3.2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk melakukan produksi suatu produk. *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *Direct Cost*, *Indirect Cost*, *Fixed Cost* yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk dalam pabrik. *Manufacturing Cost* antara lain:

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct manufacturing Cost merupakan biaya pengeluaran yang berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik. Berikut yang termasuk *Direct Manufacturing Cost* :

Tabel 6. 11 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	79.003.196	1.202.922.419.620
2	<i>Utilities</i>	3.833.865	58.375.394.013
3	<i>Labor</i>	984.353	14.988.000.000
4	<i>Supervision</i>	98.435	1.498.800.000
5	<i>Maintenance</i>	1.734.673	26.412.559.894
6	<i>Plant Supplies</i>	260.201	3.961.883.984
7	<i>Royalty and Patents</i>	87	1.326.520
Total		85.914.811	1.308.160.384.031

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect Manufacturing Cost atau biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik. Berikut yang termasuk *Indirect Manufacturing Cost* :

Tabel 6. 12 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Payroll Overhead</i>	98.435	1.498.800.000
2	<i>Laboratory</i>	98.435	1.498.800.000
3	<i>Plant Overhead</i>	393.741	5.995.200.000
4	<i>Packaging and Shipping</i>	1.326.520	20.197.925.150
Total		1.917.132	29.190.725.150

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost merupakan biaya pengeluaran yang berhubungan dengan initial *Fixed Capital Investment*. Biaya *Fixed Manufacturing Cost* bersifat tetap dan selalu sama, tidak bergantung waktu dan tingkat produksi. Hal ini karena biaya *Fixed Manufacturing Cost* selalu dikeluarkan baik saat pabrik beroperasi maupun tidak beroperasi. Berikut yang termasuk *Fixed Manufacturing Cost* :

Tabel 6. 13 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	6.938.691	105.650.239.575
2	<i>Property tax</i>	867.336	13.206.279.947
3	<i>Insurance</i>	867.336	13.206.279.947
Total		8.673.363	132.062.799.468

Sehingga didapatkan total *manufacturing cost* yang dapat dilihat pada tabel 6.11 berikut :

Tabel 6. 14 *Total Manufacturing Cost (MC)*

Tim	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	85.914.811	1.308.160.384.031
2	<i>Inderect Manufacturing Cost</i>	1.917.132	29.190.725.150
3	<i>Fixed Manufacturing cost</i>	8.673.363	132.062.799.468
Total		96.505.306	1.469.413.908.649

6.3.3. Pengeluaran Umum atau *General Expense*

General Expense atau disebut pengeluaran umum merupakan pengeluaran yang terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk oleh *Manufacturing Cost*. Biaya yang harus dikeluarkan untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan. Berikut rincian bagian dari *General Expense* :

Tabel 6. 15 *General Expense (GE)*

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Administrasi</i>	2.653.040	40.395.850.300
2	<i>Sales</i>	3.979.560	60.593.775.450
3	<i>Finance</i>	6.077.193	92.532.857.474
4	<i>Research</i>	2.653.040	40.395.850.300
Total		15.362.833	233.918.333.524

Sehingga nilai *total production cost* yaitu dapat dilihat pada tabel 6.16 berikut :

Tabel 6. 16 *Total Production Cost*

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	96.505.306	1.469.413.908.649
2	<i>General Expense (GE)</i>	15.362.833	233.918.333.524
Total		111.868.138	1.703.332.242.173

6. 4. Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp. 2.019.792.515.000

Total Production Cost : Rp. 1.703.332.242.173

Keuntungan : Total Penjualan - Total Biaya Produksi
: Rp. 316.460.272.827

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak 25% dari keuntungan sebelum pajak :

25% x Rp. 316.460.272.827

Pajak = Rp.79.115.068.207

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak
: Rp. 316.460.272.827 - Rp.79.115.068.207
: Rp. 237.345.204.620

6. 5. Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan berfungsi untuk mengetahui laba yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan kecil atau besar, agar bisa dikategorikan pabrik yang potensial atau tidak potensial dari sisi ekonomi, ada beberapa cara yang dilakukan untuk melihat suatu kelayakan pabrik, antara lain :

1) *Return On Investment (ROI)*

ROI merupakan besarnya keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap. Perhitungan ROI sangat penting bagi perusahaan untuk mengetahui kapan modal dapat dikembalikan. Syarat ROI sebelum pajak berdasarkan (Tabel 54. Aries,Newton, 1995:193) yaitu untuk ROI lebih dari 44% pabrik

tergolong *high risk* sedangkan untuk ROI kurang dari 44% pabrik tergolong *low risk*. Berdasarkan perhitungan didapatkan nilai ROI:

- a. ROI sebelum pajak = 24 %
- b. ROI setelah pajak = 18 %

2) *Pay Out Time (POT)*

Syarat POT sebelum pajak berdasarkan (Tabel 55. Aries,Newton, 1995:196) yaitu untuk pabrik yang nilai POT nya lebih dari sama dengan dua tahun dan kurang dari sama dengan 5 tahun pabrik tergolong *low risk* dan untuk pabrik yang nilai POT nya kurang dari 2 tahun pabrik tergolong *high risk*. Berdasarkan perhitungan didapatkan nilai POT :

- c. POT sebelum pajak = 3,13 tahun
- d. POT setelah pajak = 3,85 tahun

3) *Break Event Point (BEP)*

BEP merupakan titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Nilai BEP pada pabrik umumnya berada pada range 40-60%. Berikut data-data yang digunakan untuk menghitung BEP:

Tabel 6. 17 Annual Fixed Cost (Fa)

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	6.938.691	105.650.239.575
2	<i>Property Taxes</i>	867.336	13.206.279.947
3	<i>Insurances</i>	867.336	13.206.279.947
Total		8.673.363	132.062.799.468

Tabel 6. 18 Annual Variable Cost (Va)

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Bahan Baku</i>	79.003.196	1.202.922.419.620
2	<i>Packaging and shipping</i>	1.326.520	20.197.925.150
3	<i>Biaya bahan utilitas</i>	3.833.865	58.375.394.013
4	<i>Royalties and patens</i>	87	1.326.520
Total		84.163.669	1.281.497.065.303

Tabel 6. 19 Annual Regulated Expense (Ra)

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	Gaji karyawan	984.353	14.988.000.000
2	<i>Payroll overhead</i>	98.435	1.498.800.000
3	<i>Plant overhead</i>	393.741	5.995.200.000
4	<i>Supervise</i>	98.435	1.498.800.000
5	<i>Laboratory</i>	98.435	1.498.800.000
6	<i>General expenses</i>	15.362.833	233.918.333.524
7	<i>Maintennace</i>	1.734.673	26.412.559.894
8	<i>Plant supplies</i>	260.201	3.961.883.984
Total		19.031.106	289.772.377.401

Dari data-data tersebut digunakan untuk menghitung nilai BEP dan didapatkan nilainya yaitu :

$$\text{BEP} = 41 \%$$

Nilai tersebut menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan.

4) *Shut Down Point (SDP)*

SDP merupakan titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*). Hal tersebut diakibatkan karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*. Berdasarkan perhitungan didapatkan nilainya yaitu :

$$\text{SDP} = 13\%$$

5) *Discounted Cash Flow Rate Of Returt (DCFR)*

DCFR merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya. Didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Batasan DCFR sendiri adalah 1,5 kali bunga bank.

$$(FC + WC)(1 + i)^n = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + I)^n + WC + SV$$

Dimana :

- FC : *Fixed Capital*
 WC : *Working Capital*
 SV : *Salvage Value*
 C : *Cash Flow*
 : *Profit after taxes + depresiasi + finance*
 n : *Umur Pabrik*
 i : *nilai DCFR*

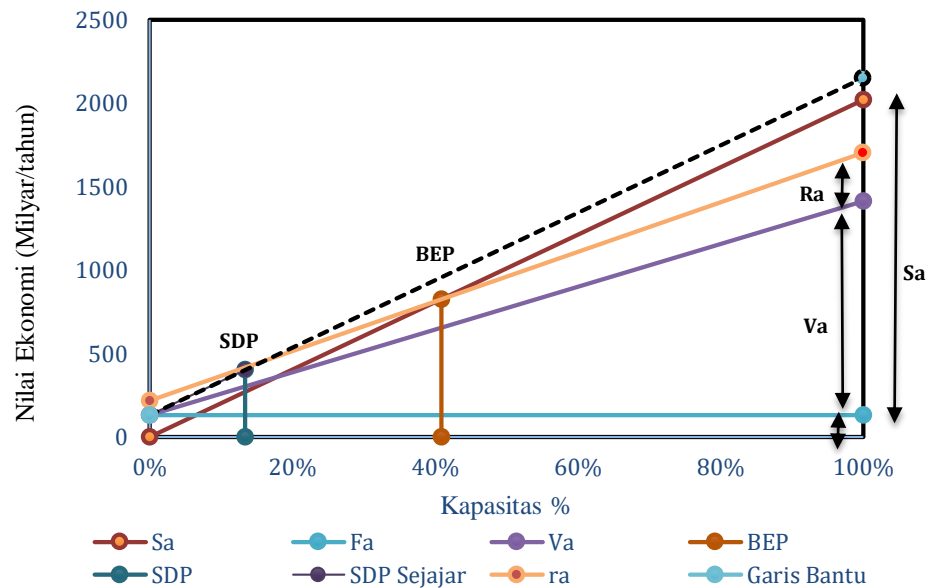
Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut :

- FCI = Rp. 1.320.627.994.682
 WC = Rp. 3.306.014.879.004
 SV = Rp. 13.206
 n = 10 tahun

Sehingga diperoleh *trial & error* dapat dihitung nilai DCFR. Diperoleh nilai DCFR adalah :

DCFR = 9,02 %

Dengan beberapa analisa ekonomi didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut :



Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi

6. 6. Analisa Risiko Pabrik

Analisis risiko dilakukan untuk mendapatkan perbandingan antara pabrik dengan resiko besar dan kecil. Selain itu, analisis risiko dilakukan untuk mencari solusi atas segala risiko yang ditemukan. Pengendalian risiko dilakukan terhadap seluruh bahaya yang kemungkinan terjadi dan mempertimbangkan tingkat risiko untuk menentukan prioritas dalam pengendaliannya

6.6.1. Pengolahan Bahan Baku

Terdapat beberapa sumber bahaya dalam proses pengolahan bahan baku, antara lain adalah terjadinya tabrakan pada saat transportasi bahan dengan skala risiko rendah dan kemungkinan pekerja menghirup bahan dengan skala risiko sedang. Untuk mengendalikan hal ini, diperlukan pengendalian risiko berupa driver yang dipilih harus berpengalaman dan harus berhati-hati pada saat mengemudi. Pekerja juga harus menggunakan alat pelindung diri (APD) selama berada dikawasan pabrik, khususnya dalam hal ini adalah penggunaan masker.

6.6.2. Proses Pembuatan Produk

Pada proses pembuatan produk terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan, antara lain adalah suhu operasi yang berkisar antara 5°C hingga 120°C, dan tekanan dalam proses yang berkisar 1 atm. Dilihat dari angka suhu dan tekanan, pabrik ini memiliki tingkat risiko rendah

6.6.3. Utilitas

Pada bagian utilitas, suhu berkisar antara 30°C hingga 120 °C dengan tekanan 1 atm. Angka ini menunjukkan bahwa bagian utilitas pabrik memiliki tingkat resiko rendah.

6.6.4. Ekonomi

Berdasarkan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, didapatkan bahwa nilai *Break Event Point (BEP)* adalah 41% dengan *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak 3,13 tahun dan setelah pajak 3,85 tahun, serta *Return Of Investment (ROI)* sebelum pajak 24 % dan setelah pajak 18%. Nilai BEP menyatakan bahwa pabrik tidak melakukan produksi besar untuk mendapatkan keuntungan dan dilihat dari nilai POT, dapat dinyatakan bahwa pabrik merupakan pabrik risiko rendah karena nilai POT sebelum pajak diantara 2-5 tahun.

Berdasarkan berbagai evaluasi risiko yang telah dilakukan pada pabrik sodium siklamat ini, dapat disimpulkan bahwa pabrik memiliki tingkat risiko rendah.

BAB VII

PENUTUP

7.1. KESIMPULAN

Kesimpulan dari perancangan pabrik sodium siklamat ini adalah sebagai berikut :

1. Pabrik sodium siklamat ini didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan terhadap impor, membantu meningkatkan perekonomian negara, mendorong berdirinya industri hilir yang menggunakan bahan baku sodium siklamat dalam menyediakan lapangan pekerjaan.
2. Perancangan pabrik sodium siklamat kapasitas 10.204 ton/tahun ini tergolong sebagai pabrik dengan risiko rendah berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta regulasi pemerintah.
3. Pabrik sodium siklamat akan didirikan pada tahun 2027 di Provinsi Jawa Timur, Kecamatan Sidayu, Kabupaten Gresik dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, kemudahan pemasaran, kemudahan sarana utilitas berupa sumber air akses transportasi dan ketersediaan tenaga kerja yang terampil
4. Berdasarkan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan diperoleh bahwa :

Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standar Kelayakan
Keuntungan		
Keuntungan sebelum pajak	Rp. 316.460.272.827	
Keuntungan setelah pajak	Rp.237.345.204.620	Pajak 25 %
Return on Investmen (ROI)		
ROI sebelum pajak	24%	< 44% untuk kategori
ROI setelah pajak	18%	resiko rendah
Pay Out Time (POT)		
POT sebelum pajak	3,13	Minimal 5 tahun untuk
POT setelah pajak	3,85	kategori risiko rendah
Break Even Point (BEP)	41 %	40-60%
Shut Down Point (SDP)	13 %	Kurang dari BEP
Discount Cash Flow Return (DCFR)	9,02 %	> 8,6 % (Nilai batasan DCFR)

Berdasarkan hasil Analisa ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik sodium siklamat dari sikloheksilamin, ssam klorosulfonat, dan natrium hidroksida dengan kapasitas 10.204 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

7.2. SARAN

Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan untuk meningkatkan kelayakan pendirian pabrik kimia, diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihan alat proses dan penunjang bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah sehingga dihaeapkan berkembangnya pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan

DAFTAR PUSTAKA

- Anwar, F & Khomsan, A, 2009. Makan Tepat Badan Sehat. Hikmah PT Mirza Publika Anggota IKAPI, Bandung, p.124-129.
- Audrieth, L.F., Et al 1942. United States Patent Office . 2,275,1
- Aries, R. S., and Newton, R. D., 1955, Chemical Engineering Cost Estimation, McGraw-Hill, New York.
- Brownell, Lloyd L. (1959). Process Equipment Design. New Jersey, Wiley.
- Badan Pengawas Obat dan Makanan Republik Indonesia (BPOM RI). 2014. Peraturan Kepala Badan Pengawas Obat dan Makanan Republik Indonesia Nomor 4 Tahun 2014 tentang jenis pemanis buatan untuk makanan. Jakarta: Badan Pengawas Obat dan Makanan Republik Indonesia
- Badan Pusat Statistik (BPS) “Data Impor Sodium Siklamat di Indonesia” diakses dari <http://www.bps.go.id/>,diakses pada tanggal 5 Mei 2022
- Badan Pusat Statistik (BPS) “Data Ekspor Sodium Siklamat di Indonesia” diakses dari <http://www.bps.go.id/>,diakses pada tanggal 5 Mei 2022
- Brownell, Lloyd L. (1959). Process Equipment Design : Vessel Design, John Wiley and Sons,Inc., New York.
- Cahyadi, W, 2006. Analisis dan Aspek Kesehatan Bahan Tambahan Pangan. Jakarta: Penerbit Bumi Aksara, hal 67-74
- ChemBK. “Sodium Cyclamate” diakses dari <http://www.chembk.com/> diakses pada 8 Juni 2022
- Coulson,J.M, and Richardson,J.F., 1988, Chemical Engineering, Vol. 6, Pergamon Press, Inc., New York
- Das, A., & Chakraborty, R. (2016). Sweeteners: Classification, Sensory and Health Effects. Encyclopedia of Food and Health, 234–240. doi:10.1016/b978-0-12-384947-2.0
- Euromonitor International. (2015). Konsumsi minuman kemasan di Indonesia.
- Geankoplis,C.J., 1983, Transport Process and Unit Operation, 2 nd ed., Allyn and Bacon Inc., Boston
- GómezA, A. A. (2010). Liming and acidification kinetics of some acid, neutral and alkaline soils.
- Matche. 2014. Diakses dari <Http://matche.com/equipcost/Default.html>, diakses pada tanggal 10 Agustud 2023 pukul 21.00 WIB.

- IARC Working Group on the Evaluation of Carcinogenic Risks to Humans. (1999). Cyclamates.
- Kaandorp, A. W., Cerfontain, H., & Sixma, F. L. J. (1962). Aromatic sulphonation IV Kinetics and mechanism of the sulphonation of benzene in aqueous sulphuric acid. *Recueil des Travaux Chimiques des Pays-Bas*, 81(11), 969-992.
- Kern, Donald Q. (1965). Process Heat Transfer. McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Levenspiel, O., 1972, "*Chemical Reaction Engineering*", 2ed., John Wiley and Sons Inc., New York
- Nurhandini, D.K. (2010). Penetapan Kadar Natrium Sakarin dan Natrium Siklamat pada Kertas Rokok secara Kromatografi Lapis Tipis Densitometri. Skripsi. Fakultas Matematika dan Ilmu Pengetahuan Alam UI
- Padmaningrum, R. T dan Marwati, S. 2015. Validasi Metode Analisis Siklamat secara Spektrofotometri dan Turbidimetri. *Jurnal Sains Dasar* 4 (1) 23-29
- Perry, Robert H. & Green, Don W. (2007). *Perry's Chemical Engineering Handbook*. New York, McGraw Hill.
- Robinson, J.W. Et al., 1945. United States Patent Office. 2,383,617
- Smith, J.M., Van Ness, H.C and Abbott, M., 1996. Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 8th edition, McGraw-Hill Education, New York.
- Timmerhaus, K.D., Max S. Peters, and Ronald E. West, 1990, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, McGraw Hill Book Company Inc., New York.
- Villars, C.E. et al. 1968. United States Patent Office. 3,412,143
- Wallace W. Thompson, New Castle, Del, assignor to E. I. du Pont de Nemours and Company, Wilmington, Del, a corporation of Delaware No Drawing. Application November 14, 1955, Serial No. 546,8259 Claims. (C. 23-114).
- Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook Physical, Thermodynamic, Environmental, Transport, Safety, and Health Related Properties For Organic and Inorganic Chemicals*, McGraw Hill Book Companies, Inc., New York.
- Zhang Y.G., Et al., 2006. China States Patent Office. CN 104016889 A

LAMPIRAN-LAMPIRAN

LAMPIRAN A REAKTOR

Kode	: R-01
Fungsi	:Tempat terjadinya reaksi antara Sikloheksilamin (C ₆ H ₁₁ NH ₂) dan Asam Klorosulfonat (HSO ₃ Cl) dalam pelarut karbon tetraklorida (CCl ₄) menjadi produk berupa <i>Cyclohexylammonium N-cyclohexylsulfamate</i> atau (C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H.C ₆ H ₁₁ NH ₂) dan hasil samping <i>cyclohexylammonium hydrochloride</i> (C ₆ H ₁₁ NH ₃ Cl) melalui reaksi sulfonasi.
Jenis	: Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB)
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i>
Kondisi Operasi	:
Suhu	= 60 °C
Tekanan	= 1 atm
Fase Reaksi	= Cair

1. Reaksi Sulfonasi

Reaksi sulfonasi yan terjadi sebagai berikut :



Berdasarkan teori kinetika Arrhenius, semakin tinggi suhu maka nilai konstanta kecepatan reaksi juga semakin besar. Reaksi sulfonasi terjadi pada kondisi isothermal pda suhu 60 °C. Dengan nilai Konversi 90%. Zhang (Y.G., Et al., 2006)

Asumsi yang digunakan dalam perancangan reaktor adalah:

- Reaksi terjadi secara isothermal pada suhu 60 °C.
- Reaksi bersifat eksotermis
- Pengadukan terjadi secara sempurna
- Laju alir volumetrik (Fv) tetap untuk setiao reaktor
- Proses terjadi secara steady state
- Proses kontinyu

2. Neraca Massa Total Reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Input		Output	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C ₆ H ₁₁ NH ₂	99	2305,10	23,284	340	3,438
HSO ₃ Cl	117	859,98	7,350	86	0,735
CCl ₄	154	16118,33	104,665	16118	104,665
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H	278	0	0	1839	6,615
.C ₆ H ₁₁ NH ₂	136	0	0	900	6,615
Total		19283,41	135,299	19283,41	122,068

3. Menentukan Densitas Campuran di dalam RATB

Nilai densitas cairan (ρ) masing-masing komponene diperoleh dari Yaws (1999) dengan persamaan :

$$\rho = A \cdot B \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Data Densitas Komponen:

Komponen	ρ , kg/m ³
C ₆ H ₁₁ NH ₂	1.039,89
HSO ₃ Cl	2092,22
CCl ₄	1.962,89
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H.C ₆ H ₁₁ NH ₂	1106,25
C ₆ H ₁₁ NH ₃ Cl	1117,00

Sehingga diperoleh data densitas campuran sebagai berikut :

Komponen	Input (kg/jam)	Xi	ρ , kg/m ³	Xi/ ρ_i
C ₆ H ₁₁ NH ₂	2305,10	0,120	1.039,89	99,515
HSO ₃ Cl	859,98	0,045	2092,22	93,306
CCl ₄	16118,33	0,836	1.962,89	1268,262
Total	19283,41	1		1461,083

Diperoleh densitas campuran 1.461,083 kg/m³.

4. Menghitung Laju Alir Volumetrik

Laju alir volumetrik dapat ditentukan dengan persamaan:

$$F_v = \frac{\text{massa komponen}}{\text{densitas komponen}}$$

$$F_v = \frac{19283,41 \text{ kg/jam}}{1.461,083 \text{ kg/m}^3} = 13,198 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Sehingga diperoleh data laju volumetrik total $13,198 \text{ m}^3/\text{jam}$.

5. Menghitung Konsentrasi Reaktan mula-mula (C_{A0} dan C_{B0})

a. Konsentrasi Asam klorosulfonat mula-mula C_{A0}

$$C_{A0} = \frac{\text{mol A}}{F_v \text{ Total}} = \frac{7,350}{13,198} = 0,557 \text{ kmol/m}^3$$

b. Konsentrasi Sikloheksilamin mula-mula C_{B0}

$$C_{B0} = \frac{23,284}{F_v \text{ Total}} = \frac{23,284}{13,198} = 1,764 \text{ kmol/m}^3$$

c. Perbandingan konsentrasi C_{A0} dan C_{B0} mula-mula (M)

$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}} = \frac{1,764}{0,557} = 3,167$$

Diperoleh bahwa nilai perbandingan konsentrasi mula-mula C_{A0} dan C_{B0} berbeda jauh yaitu sebesar 3,167. Maka dari itu, nilai laju reaksinya dianggap hanya dipengaruhi oleh nilai C_{A0} sehingga untuk mencari waktu tinggal didekati dengan kinetika orde 1.

6. Menghitung konsentrasi akhir dari C_A dan C_B

Berdasarkan jurnal (Zhanga, Y.G.et al.,2006) diperoleh nilai konversi (X) sebesar 90%.

$$C_A = C_{A0}(1 - X)$$

$$C_A = 0,557(1 - 90\%) = 0,056 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_B = C_{B0}(C_{A0} \cdot X)$$

$$C_B = 1,764 (1 - 90\%) = 1,263 \text{ kmol/m}^3$$

Diperoleh nilai $C_A = 0,056 \text{ kmol/ m}^3$ dan $C_B = 1,263 \text{ kmol/ m}^3$

7. Kinetika Reaksi

Berdasarkan hasil percobaan Kaandrop, nilai kinetika reaksi sulfonasi benzene dalam larutan asam sulfur terlampir pada tabel

Data Kinetika reaksi vs Suhu untuk orde 1.

T, °C	k.10 ⁻⁶
5	205
25	1780
45	12000

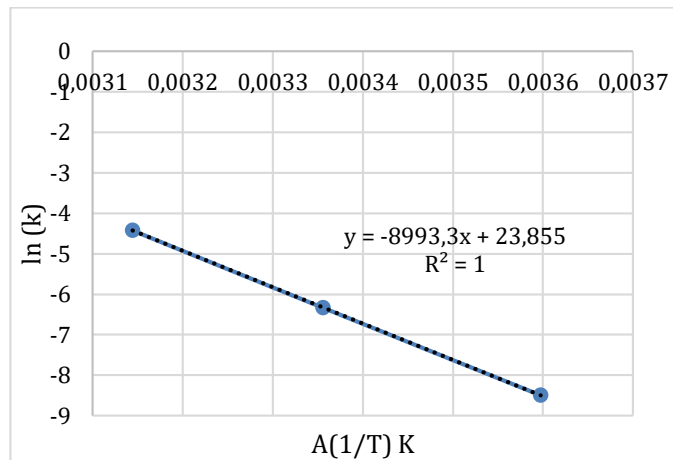
Sumber : Kaandrop (1962)

Karena pada referensi tidak diketahui nilai k (konstanta laju reaksi) pada suhu 60°C, maka digunakan regresi linier menggunakan persamaan Arrhenius. Berikut hasil operasi perhitungan nilai 1/T dan ln (k) .

Tabel data kinetika, nilai 1/T dan lnk

T, °C	T, K	k.10 ⁶	1/T	ln (k)
5	278	0,000205	0,003597	-8,4925
25	298	0,00178	0,003356	-6,33114
45	318	0,012	0,003145	-4,42285

Berdasarkan hasil yang diperoleh pada tabel, kemudian nilai (1/T) dan ln (k) dioperasikan menggunakan regresi linear untuk mendapatkan nilai slope dan intercept. Diperlukan nilai ln A dan $-E_a/R$ pada persamaan garis lurus berikut dan dicari nilainya dengan regresi linier didapatkan hasil seperti dibawah ini:



Grafik $\ln(k)$ vs $(1/T)$ K

$$Y = ax + b$$

Dimana: (ax : Slope dan b : Intercept)

Hukum Laju Reaksi

$$r = k [\text{Reaktan}]^{\text{Orde}}$$

$$\text{Orde 1 : } \ln[A] = -kt + \ln[A]_0$$

Persamaan Arrhenius

$$k = Ae^{\frac{-Ea}{RT}}$$

$$\ln k = \ln A - \left(\frac{Ea}{RT}\right)$$

$$\ln \frac{k_1}{k_2} = \frac{Ea}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}\right)$$

$$\text{Slope} = \frac{-Ea}{RT}$$

$$\text{Slope} = -8993,35$$

$$Ea = (-8993,35 \times 8,314 \text{ J/mol K})$$

$$Ea = 74770,7 \text{ J/mol K}$$

$$\ln A = \text{Intercept}$$

$$\text{Intercept} = 23,855$$

$$\ln A = \text{Exp}(23,855)$$

$$A = 22,903,461,803$$

$$k = 22,903,461,803 \times (\text{Exp}(-74770,7 / (8,314 \times 333,15)))$$

$$k = 0,04327 \quad (\text{Orde 1})$$

Diperoleh nilai kinetika reaksi (k) yaitu 0,04327

8. Optimasi Jumlah Reaktor menghitung waktu tinggal reaksi



Persamaan laju reaksi :

Reaksi dianggap berorde 1 terhadap reaktan a.

$$(-r_a) = k \cdot C_a$$

Keterangan:

$(-r_a)$ = laju reaksi asam klorosulfonat, $\text{kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$

k = konstanta laju reaksi, jam^{-1}

C_a = konsentrasi asam klorosulfonat, kmol/m^3

C_b = konsentrasi sikloheksilamin, kmol/m^3

Perhitungan volume reaktor menggunakan neraca massa sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Rate of mass input} - \text{rate of mass output} - \text{rate of mass react} \\ = \text{rate of mass accumulation} \end{aligned}$$

$$F_{A0} - F_A - (-r_A) \cdot V = 0$$

Dimana:

$$F_A = F_{A0} - F_{A0} \cdot X$$

$$F_{A0} \cdot X = (-r_A) \cdot V$$

$$V = F_{A0} \cdot X / (-r_A)$$

Diketahui $V = F_v$, maka:

$$V = F_v ((C_{A0} - C_A) / (-r_A))$$

$$V/F_v = (C_{A0} - C_A) / (-r_A)$$

$$\tau = (C_{A0} - C_A) / (-r_A)$$

Diketahui $-r_A = k \cdot C_A$

$$\tau = (C_{A0} - C_A) / k \cdot C_A$$

$$C_A = C_{A0} - C_{A0} \cdot X$$

$$\tau = C_{A0} - (C_{A0} - C_{A0} \cdot X) / k \cdot C_A$$

$$K \cdot \tau = C_{A0} - C_A / C_A = X_A / (1 - X_A)$$

$$T = X_A / K \cdot (1 - X_A)$$

(Levenspiel, O., 1972)

9. Menghitung waktu tinggal (τ) reaktor.

Diketahui :

$$k = 0,043 \text{ 1/s}$$

$$\text{Konversi nilai } k = \frac{0,041}{\text{sekon}} \times \frac{3600}{1 \text{ jam}} = \frac{155,766}{\text{jam}}$$

$$k = 155,766 \text{ 1/jam}$$

$$F_v = 13,198 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{A0} = 0,557 \text{ kmol/ m}^3$$

$$C_{B0} = 1,764 \text{ kmol/ m}^3$$

$$X \text{ (Konversi)} = 90\%$$

$$M = 3,167$$

$$\tau = \frac{X_n}{k(1 - X_n)}$$

$$\tau = \frac{90\%}{155,766 \text{ jam}^{-1}(1 - 90\%)} = 0,058 \text{ jam}$$

$$\tau = 0,058 \text{ jam}$$

$$= 3,46 \text{ menit}$$

$$V = F_v \cdot \tau$$

$$V = 13,198 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \cdot 0,058 \text{ jam} = 0,763 \text{ m}^3$$

Diperoleh Volume untuk satu reaktor adalah $0,763 \text{ m}^3$ dengan *overdesign* 20% maka menjadi $0,915 \text{ m}^3$.

10. Menghitung Jumlah RATB Minimum

Untuk menentukan jumlah reaktor optimum, perlu dilakukan optimasi dengan algoritma perhitungan dengan cara *trial* nilai konversi akumulatif reaktor dengan menyamakan waktu tinggal disetiap reaktor hingga diperoleh konversi total sebesar 90%. Berikut alur skema perhitungan yang dilakukan :

$$X = 1 - \frac{1}{(1 + \tau k)^N}$$

Keterangan :

X_n : Konversi reaktor ke n

N : Jumlah reaktor

τ : Waktu tinggal

k : kinetika

a. Optimasi 2 reaktor

Reaktor 1	X1	0,68	%
	K	155,766	Jam ⁻¹
	τ 1	0,01	jam
Reaktor 2	X2	0,90	%
	K	155,765	Jam ⁻¹
	τ 2	0,01	jam

Diperoleh waktu tinggal menggunakan dua reaktor :

$$\tau = 0,01 \text{ jam}$$

$$= 0,815 \text{ menit}$$

$$= 49,112 \text{ detik}$$

$$V = 0,186 \text{ m}^3$$

$$V \text{ Overdesign } 20\% = 0,224 \text{ m}^3$$

b. Optimasi 3 reaktor

Reaktor 1	X1	0,600	%
	K	155,7659203	Jam ⁻¹
	τ 1	0,01	jam
Reaktor 2	X2	0,8	%
	K	155,765920	Jam ⁻¹
	τ 2	0,01	jam
Reaktor 3	X3	0,9	%
	K	155,7659203	Jam ⁻¹
	τ 3	0,01	jam

Diperoleh waktu tinggal apabila menggunakan dua reaktor selama

$$\begin{aligned}\tau &= 0,01 \text{ jam} \\ &= 0,577 \text{ menit} \\ &= 34,67 \text{ detik}\end{aligned}$$

$$V = 0,127 \text{ m}^3$$

Overdesign 20%

$$V = 0,152 \text{ m}^3$$

Berikut tabel hasil rangkuman hasil optimasi reaktor :

Jumlah Reaktor	Volume Total (m ³)	Volume Satu Reaktor	Waktu tinggal		
			Jam	Menit	Sekon
1	0,915	0,915	0,057	3,46	208,0
2	0,223	0,447	0,014	0,85	50,85
3	0,152	0,457	0,010	0,57	34,67

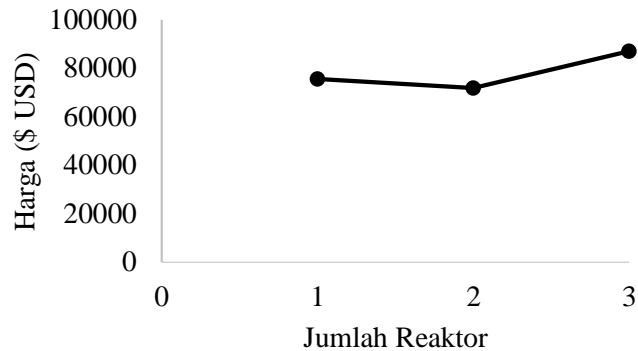
Hasil perhitungan optimasi volume reaktor didapatkan volume yang sangat kecil pada reaktor ke 2, dan 3 dengan waktu tinggal yang sangat singkat sehingga kurang memungkinkan. Sehingga dipilih 1 reaktor yang dengan volume 0,926 m³ dengan waktu tinggal 3,46 menit.

11. Menghitung Harga Reaktif Reaktor

Untuk menentukan jumlah reaktor yang digunakan, dilakukan optimasi dengan menggunakan data harga reaktor yang diambil dari www.matche.com Untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga minimal. Dipilih Stainless Steel tipe 316 sebagai bahan material pembuatan reaktor.

Jumlah Reaktor	Volume Shell (Galon)	Profil Harga	Biaya
1	241,739	\$ 75.600,00	\$ 75.600,00
2	59,092	\$ 35.900,00	\$ 71.800,00
3	40,289	\$ 29.000,00	\$ 87.000,00

Dari perhitungan dan data yang ditampilkan dalam tabel, diperoleh grafik untuk jumlah reaktor terhadap harga sebagai berikut.



Berdasarkan hasil optimasi volume dan harga reaktor, dipilih satu reaktor. Hal tersebut disebabkan karena penurunan harga untuk satu reaktor dibandingkan dengan harga dua reaktor tidak signifikan juga dipertimbangkan ukuran volume satu reaktor lebih memungkinkan dibandingkan ukuran volume dua reaktor yang terlalu kecil.

12. Menghitung Tekanan Design Reaktor

Diketahui : Tekanan Desain sebesar 5-10% diatas tekanan kerja normal (Coulson,1988 Hal.673)

$$\begin{aligned}
 P \text{ reaksi} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,7 \text{ psi} \\
 P \text{ hidrostatis} &= \rho \text{ campuran} \times g \times h \\
 &= 20,04 \text{ psi} \\
 P \text{ operasi} &= P \text{ hidrostatis} + P \text{ Reaksi} \\
 &= 34,74 \text{ psi} \\
 P \text{ design} &= 1,2 \times P \text{ operasi} \\
 &= 41,68 \text{ psi} \\
 &= 2,83 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

13. Menghitung Dimensi Reaktor

Perbandinga H:D diambil 1:1

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

$$D = 1,053 \text{ m}$$

$$H = 1,053 \text{ m}$$

Menghitung Teball shell reaktor

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0,6P_d}$$

Keterangan :

P_d = Tekanan desain (psi)

r_i = jari-jari dalam reaktor (in)

f = Efisiensi *allowable stress* (psia)

E = Efisiensi sambungan

C = Corrosion allowance (in)

T_s = tebal *shell* (in)

Maka, tebal *shell* minimum yang dapat dihitung :

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0,6P_d} + C$$

$$t_s = \frac{(41,69 \text{ psi})(20,71 \text{ in})}{(18.750 \text{ psia})(80\%) - 0,6(41,69)} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,183 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 (Brownell dan Young,1959), ukuran standar tebal *shell* yang mendekati hasil perhitungan adalah 0,1875 in (3/16) atau 0,0048 m. Kemudian, diameter luas reaktor (OD) dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut:

$$OD = ID + 2t_s$$

Keterangan :

OD = Diameter luar,m

ID = Diameter dalam,m

ts = Tebal *shell*, m

Maka, diameter luar reaktor:

$$OD = ID + 2t_s$$

$$OD = 1,052 \text{ m} + 2(0,0048)\text{m}$$

$$OD = 1,062 \text{ m} = 41,810 \text{ in}$$

Menurut Tabel 5.7 (Brownell dan Young, 1959), ukuran standar diameter luar yang mendekati hasil perhitungan adalah 42 in. Maka, dapat dihitung kembali diameter dalam reaktor menggunakan diameter luar standar (OD = 42 in) menggunakan persamaan berikut:

$$OD = 42$$

$$ID = OD - 2t_s$$

$$ID = 42 \text{ in} + 2(0,1875)\text{in}$$

$$ID = 41,63 \text{ in} = 1,057 \text{ m}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 (Brownell dan Young, 1959) diperoleh nilai spesifikasi reaktor sebagai berikut :

$$OD = 42 \text{ in}$$

$$ID = 41,63 \text{ in}$$

$$\text{Inside circle radius (icr)} = 3,33 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari (rc)} = 42 \text{ in}$$

14. Menghitung *Head* Reaktor

Terdapat beberapa tipe head tangki yang umum digunakan, sebagai dasar pertimbangan, digunakan perbandingan setiap tipe head sebagai berikut :

a. *Flanged & Standart Dished Head*

Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah, dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

b. *Torispherical Flanged & Dished Head*

Umumnya digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis, serta cocok untuk bahan yang *volatile*.

c. *Elliptical Dished Head*

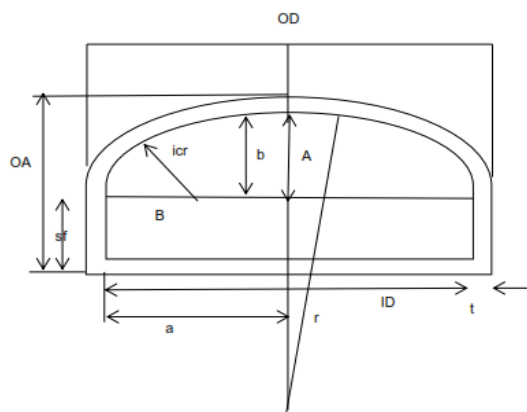
Umumnya digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, material kuat, dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.

d. *Hemispherical Head*

Umumnya digunakan pada tekanan operasi yang sangat tinggi, dan tekanan operasi berada pada tekanan relatif rendah.

Dari pertimbangan tersebut maka dipilih bentuk *Torispherical Flanged & Dished Head*. Pilihan ini didasarkan pada sifat cairan dalam reaktor bersifat relatif volatil, dan tekanan operasi berada pada tekanan relatif rendah, sehingga yang paling sesuai adalah *torispherical flanged & dished head*.

Berikut contoh gambar *tipe Torispherical Head*



Jenis Head : Torispherical

Keterangan:

OD = Diameter luar (in)

ID = Diameter dalam (in)

th = Tebal Head

Pd = Tekanan desain (psig)

f = *Maximun allowable stress* (psia)

- E = Efisiensi sambungan
- C = Corrosion allowance
- OA = Overall dimension, (in)
- b = Depth of dish inside (in)
- sf = Straight flange (in)
- rc = Radius of dish (in)
- icr = Inside corner radius (in)

15. Menghitung tebal head

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2fE - 0,2P} + C$$

$$t_h = \frac{(41,68 \text{ psi})(42)(1,637)}{2(18.750)(80\%) - 0,2(41,68)} + 0,125$$

$$t_h = 0,22$$

Berdasarkan Tabel 5.6 (Brownell dan Young, 1959) ukuran tebal head (th) mendekati nilai standar 0,25 atau (1/4) in. dari hasil tebal standar yang diperoleh kemudian didapatkan nilai sf = 1,5 in dan icr = 1,75 in.

Menghitung tinggi head

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$$b = 42 - \sqrt{(42 - 3,33)^2 - \left(\frac{41,63}{2} - 3,33\right)^2}$$

$$b = 7,509$$

Menghitung tinggi head (OA)

$$OA = t_h + b + sf$$

$$OA = 0,22 + 7,509 + 1,5$$

$$OA = 9,23 \text{ in} = 0,234 \text{ m}$$

Berdasarkan hasil perhitungan, maka dapat dihitung total tinggi reaktor.

$$\text{Tinggi head} = 0,234 \text{ m}$$

Tinggi *bottom* = 0,234 m

Tinggi *shell* = 1,05 m

Tinggi total = 1,52 m

Menghitung volume *torispherical head*

$$V_{Head} = 0,000049 ID^3 + \frac{\pi ID^2}{4} \cdot \frac{sf}{144}$$

$$V_{Head} = 0,000049 (41,63)^3 + \frac{\pi}{4} (41,63)^2 \cdot \frac{1,5}{144}$$

$$V_{Head} = 3,53 ft^3 = 0,100 m^3$$

Volume total reaktor = Volume *Shell* + 2(Volume *Head*)

Volume total reaktor = 0,915 m³ + 2(0,1 m³)

Volume total reaktor = 1,115 m³ = 1.115,22 Liter

Menghitung Tinggi cairan di *shell*

$$h_{shell} = \frac{V_c}{A_t}$$

$$A_t = \frac{\pi ID^2}{4}$$

$$A_t = 0,877 m^2$$

$$V_c = 0,815 m$$

$$h_{shell} = 0,928 m$$

Keterangan :

h shell = Tinggi cairan di shell, m

A_t = Luas permukaan reaktor

V_c = Volume cairan dalam reaktor

Menghitung Luas Muka Reaktor

$$A_{total} = A_{shell} + 2x A_{head}$$

$$A_{total} = (\pi \cdot ID \cdot H) + 2 \left(\frac{\pi}{4} \cdot De^2 \right)$$

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3} icr$$

$$De = 48,22 \text{ in}$$

$$A_{total} = (3,13)(41,63 \text{ in})(41,43 \text{ in}) + 2 \left(\frac{3,14}{4} \cdot 48,22^2 \right)$$

$$A_{total} = 9.066,44 \text{ in}^2 = 5,85 \text{ m}^2 =$$

Sehingga diperoleh luas muka reaktor total adalah 5,85 m².

Keterangan:

De = Diameter ekivalen, in

Atotal = Luas muka reaktor, in²

H = Tinggi *shell*

16. Merancang impeller

Penentuan jenis Pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk (Holland, F.A dan F.S.,1966). Nilai viskositas campuran fluida dalam reaktor pada suhu 60 °C adalah 0,93 cp. Maka, jenis pengaduk yang dipilih adalah *Flat bladed Turbin Impeller* dengan alasan pengadukan cocok digunakan pada larutan dengan viskositas <3000 cP dan pengaduk dapat bekerja cepat yaitu dengan kecepatan hingga 1800 rpm (Geonkoplis,1933).

Menghitung jumlah pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{ID}$$

$$WELH = ZI \times Sg$$

Keterangan:

WELH = Water equivalent liquid height, in

ZI = Tinggi cairan dalam pengaduk, in

Sg = Specific height

Data pengaduk:

$$\rho \text{ air (60 } ^\circ\text{C)} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ campuran (60 } ^\circ\text{C)} = 1.461 \text{ kg/m}^3$$

$$Z_i = 0,928 \text{ m}$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,93 \text{ cp}$$

$$sg = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ air}}$$

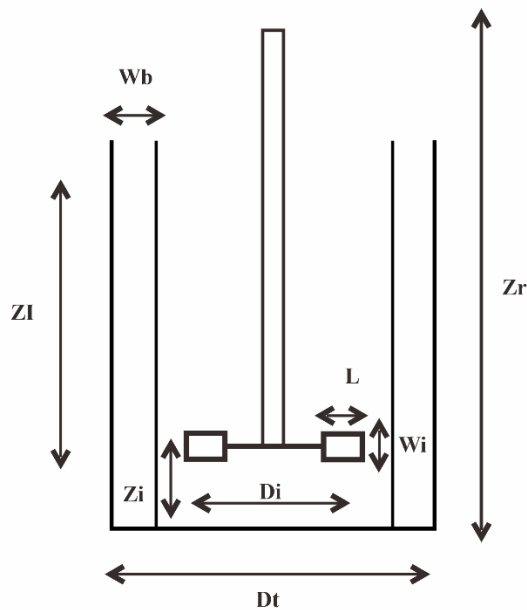
$$sg = 1,46$$

$$Z_i = 0,928 \text{ m}$$

$$\text{WELH} = 1,357 \text{ m} = 53,42 \text{ in}$$

Maka, jumlah pengaduk yang dibutuhkan :

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{1,357 \text{ m}}{1,057 \text{ m}} = 1,23 \approx 2$$



Skema komponen tangki reaktor

Berdasarkan Tabel 3.4-1 (Geankoplis,1978) diperoleh data:

$$\text{Inside Diameter (} D_t) = 1,057$$

$$\text{Diameter turbin (} D_i) = D_t/3 = 0,352 \text{ m}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki (Zi)	= Di x 1,3 = 0,458 m
Tinggi pengaduk (Zi)	= Di x 3,9 = 1,374 m
Lebar baffle	= Di x 0,17 = 0,056 m
Lebar pengaduk (L)	= Di x 0,25 = 0,088 m

Menghitung kecepatan putar pengaduk

Berdasarkan persamaan 8.8 (Rase,1977) kecepatan putar pengaduk dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$N = \frac{600}{\pi \cdot Di \cdot (ft)} \times \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot Di(m)}}$$

$$N = \frac{600}{\pi \cdot (1,156 \text{ ft})} \times \sqrt{\frac{1,357}{2(0,352 \text{ m})}}$$

$$N = 229,29 \text{ rpm}$$

Diperoleh kecepatan putar pengaduk N sebesar 229,29 rpm atau sama dengan 3,82 rps. Menurut (Walas,1959), kecepatan putaran pengaduk standar yang mendekati hasil perhitungan adalah 320 rpm. Maka, jenis motor yang dipakai adalah Fixed Speed Belt (*single reduction gear with V belt*). Keuntungan motor jenis ini adalah harganya murah serta komponen yang mudah diganti apabila mengalami kerusakan.

Menghitung Power Pengaduk

Dalam menghitung nilai power pengaduk dibutuhkan nilai Power number (Np). Dengan menggunakan grafik Fig 8.7 (Rase and Barroe, 1957) dapat diketahui nilai Np dengan mengetahui bilangan Reynold.

Diketahui:

μ campuran	= 0,93 cp
	= 0,000631 lb/ft.s
P campuran	= 1.461 kg/m ³
	= 91,215 lb/ft ³
Di	= 1,156 ft

$$N = 5,33 \text{ rps}$$

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu}$$

$$Re = \frac{(0,000631 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{s}) (91,215 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}) (5,33) (1,156^2)}{0,000631 \text{ lb/ft} \cdot \text{s}}$$

$$Re = 1.029.833,64$$

Dengan nilai Reynold sebesar 1.029.833 diperoleh nilai $N_p = 6$

Untuk menghitung power pengaduk digunakan rumus :

$$P = \frac{N^3 Di^2 \rho \cdot N_p}{550 \text{ gc}}$$

$$P = \frac{(5,33 \text{ rps})^3 (1,156 \text{ ft})^2 (91,215 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}) \cdot 6}{550 (32,2 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lbm}}{\text{s}^2} \cdot \text{lbft})}$$

$$P = 6,26 \text{ Hp}$$

Diketahui efisiensi motor elektrik untuk $P = 6 \text{ Hp}$ menurut figur 143,8 (Peters & Timmerhaus, 1991) adalah 85%.

$$P_{\text{motor}} = \frac{Pa}{\eta}$$

$$P_{\text{motor}} = \frac{6,26}{85\%} = 7,37 \text{ Hp}$$

Menurut standar NEMA (Rase and Barroe, 1957) daya motor standar yang mendekati hasil perhitungan adalah 7,5 Hp atau setara dengan 5,6 Kwatt.

17. Neraca panas reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
	Q (Kj/ jam)	Q (Kj/ jam)
$C_6H_{11}NH_2$	182927,16	27015,95
HSO_3Cl	34210,77	3420,88
CCl_4	496939,86	496939,86
$C_6H_{11}NHSO_3H.C_6H_{11}NH_2$	0	44931,44
$C_6H_{11}NH_3Cl$	0	39835,95
ΔH Reaksi	-0,932	0
Q terserap		101933,73
Total	714077	714077,8

Reaksi yang berlangsung pada reaktor bersifat eksotermis dengan ΔH Reaksi yang dilepas sebesar 0,932 Kj/kmol. Dikarenakan jumlah panas reaksi yang dilepas sedikit, maka dilakukan evaluasi untuk mengetahui peningkatan suhu. Evaluasi dilakukan dengan perhitungan $Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$ untuk mencari nilai suhu yang keluar (T_2).

Diketahui :

$$Q \text{ lepas} = 714.077 \text{ Kj/kmol}$$

$$\text{Massa total campuran} = 19.283,41 \text{ kg/jam}$$

$$C_p \text{ campuran} = 146,16 \text{ Kj/kmol.K}$$

$$\text{Suhu masuk (T1)} = 60 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu masuk (T2)} = 60 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q = m \cdot C_p (T_2 - T_1)$$

$$T_2 = \frac{Q}{m \cdot C_p} + T_1$$

$$T_2 = \frac{714.077}{(19.283,41)(146,16)} + 60$$

$$T_2 = 60,25$$

Diperoleh nilai Suhu keluar dari reaktor T_2 sebesar 60,26 $^\circ\text{C}$. perubahan suhu yang terjadi tidak terlalu signifikan, sehingga tidak diperlukan media pendingin pada reaktor.

Kode : R-02

Fungsi : Netralisasi *Cyclohexylammonium N-cyclohexylsulfamate* ($C_6H_{11}NH_3SO_3H.C_6H_{11}NH_2$) dan Natrium hidroksida (NaOH) Sikloheksilamin ($C_6H_{11}NH_2$), reaksi samping antara Asam klorosulfonat (HSO_3Cl) yang bereaksi dengan air (H_2O) membentuk asam sulfat (H_2SO_4) dan asam klorida (HCl), reaksi asam klorida (HCl) dengan natrium (NaOH) hidroksida membentuk natrium sulfat (Na_2SO_4) dan air (H_2O), serta reaksi *cyclohexylammonium hydrochloride* ($C_6H_{11}NH_3Cl$).

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB)

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316*

Kondisi Operasi :

Suhu = 60 °C

Tekanan = 1 atm

Fase Reaksi = Cair

Reaksi sulfonasi :

$$C_6H_{11}NH_3SO_3H.C_6H_{11}NH_2 + NaOH \xrightarrow{60^\circ C} C_6H_{11}NH_3SO_3Na + C_6H_{11}NH_2 + H_2O \quad (2)$$

Reaksi samping :

$$HSO_3Cl (l) + H_2O(l) \rightarrow H_2SO_4 (l) + HCl(l) \quad (5)$$

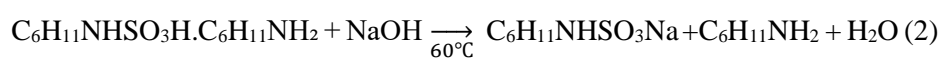
$$H_2SO_4 (l) + 2NaOH(s) \rightarrow Na_2SO_4 (s) + 2H_2O (l) \quad (6)$$

$$HCl(l) + NaOH (s) \rightarrow NaCl (s) + H_2O (l) \quad (7)$$

$$C_6H_{11}NH_3Cl (aq) + NaOH(aq) \rightarrow C_6H_{11}NH_2 (s) + H_2O(l) + NaCl(s) \quad (4)$$

1. Reaksi Netralisasi

Reaksi netralisasi yang terjadi sebagai berikut :



Berdasarkan teori kinetika Arrhenius, semakin tinggi suhu maka nilai konstanta kecepatan reaksi juga semakin besar. Reaksi sulfonasi terjadi pada kondisi isothermal pada suhu 60 °C.

Asumsi yang digunakan dalam perancangan reaktor adalah:

- g. Reaksi terjadi secara isothermal pada suhu 60 °C.
- h. Reaksi bersifat endotermis
- i. Pengadukan terjadi secara sempurna
- j. Laju alir volumetrik (F_v) tetap untuk setiap reaktor
- k. Proses terjadi secara steady state
- l. Proses kontinyu

2. Neraca Massa Total Reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Input		Output	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C ₆ H ₁₁ NH ₂	99	340,38	3,44	988,736	9,987
HSO ₃ Cl	117	86,00	0,74	0,000	0,000
CCl ₄	154	16118,33	104,66	16118,334	104,665
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H.C 6H ₁₁ NH ₂	278	1839,03	6,62	18,390	0,066
C ₆ H ₁₁ NH ₃ Cl	136	899,67	6,62	899,671	6,615
NaOH	40	396,91	9,92	46,748	1,169
H ₂ O	18	943,13	52,40	1087,469	60,415
Na ₂ SO ₄	142	0	0	104,374	0,735
NaCl	58	0	0	42,631	0,735
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	201,2	0	0	1317,674	6,549
Total		20.623,45	184,39	20.623,45	190,936

3. Menentukan Densitas Campuran di dalam Netralizer

Nilai densitas cairan (ρ) masing-masing komponene diperoleh dari Yaws (1999) dengan persamaan :

$$\rho = A \cdot B \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Tabel Data Densitas Komponen

Komponen	ρ , kg/m ³
C ₆ H ₁₁ NH ₂	832,49
HSO ₃ Cl	2092,22
CCl ₄	1517,30
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H.C ₆ H ₁₁ NH ₂	1106,25
C ₆ H ₁₁ NH ₃ Cl	1117,00
NaOH	1207,44
H ₂ O	1222,61
Na ₂ SO ₄	2586,20
NaCl	2058,22
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	1507,32
H ₂ SO ₄	2111,75

Berdasarkan data densitas komponen yang ada, dapat dihitung nilai densitas campuran sebagai berikut :

Tabel densitas campuran komponen

Komponen	Input (kg/jam)	Xi	ρ , kg/cm ³	Xi. pi
C ₆ H ₁₁ NH ₂	340,38	0,017	1,04	0,017
HSO ₃ Cl	86	0,004	1,96	1,534
CCl ₄	16.118,33	0,782	2,03	0,008
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H.C ₆ H ₁₁ NH ₂	1839,03	0,089	0,12	0,010
C ₆ H ₁₁ NH ₃ Cl	899,67	0,044	1,11	0,048
NaOH	396,91	0,019	1,21	0,023
H ₂ O	943,13	0,046	1,22	0,056
Total	19283,41	1		1,697

Dari tabel perhitungan diperoleh nilai densitas campuran sebesar 1,697 kg/cm³ = 1.697,23 kg/m³.

4. Menghitung Laju Alir Volumetrik

Laju alir volumetrik dapat ditentukan dengan persamaan:

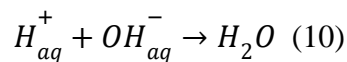
$$F_v = \frac{\text{massa komponen}}{\text{densitas komponen}}$$

$$F_v = \frac{20.623,45 \text{ kg/jam}}{1.697,23 \text{ kg/m}^3} = 12,151 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Sehingga diperoleh data laju volumetrik total $12,151 \text{ m}^3/\text{jam}$.

5. Menghitung Konsentrasi Reaktan mula-mula (C_{A0} dan C_{B0})

Reaksi netralisasi merupakan reaksi antara asam dengan basa membentuk garam atau reaksi antara garam membentuk garam yang baru. Reaksi netralisasi biasanya berlangsung dalam solven dimana reaktan terdisosiasi menjadi ion-ionnya dan berinteraksi dengan solven. Dalam reaksi netralisasi biasanya menghasilkan produk samping berupa air yang merupakan hasil dari reaksi:



Pada reaktan berupa asam dan basa kuat, reaktan dapat terdisosiasi dalam solven dengan sangat cepat. Dalam hal ini reaksi netralisasi asam dan basa terjadi anatar *Cyclohexylammonium N-cyclohexylsulfamate* atau sering disebut *cyclamate acid* berperan sebagai komponen asam dan dan Natrium hidroksida (NaOH) yang berperan sebagai komponen basa. Dalam reaksi ini perlu di ketahui jenis asam yang bereaksi. *Cyclamate acid* adalah jenis asam kuat dimana nilai derajat ionisasi sama dengan satu ($\alpha=1$) maka, *cyclamate acid* akan terionisasi sempurna didalam air. Sehingga jumlah mol komponen basa (NaOH) yang dibutuhkan untuk menetralkan komponen asam ($C_6H_{11}NHSO_3H.C_6H_{11}NH_2$) sama dengan jumlah mol asam yang terionisasi dalam pelarut.

a. Konsentrasi asam dan basa mula-mula

$$M = \frac{\text{mol Asam}}{\text{Volume total}} = \frac{6,615 \text{ kmol/jam}}{12.571,77 \text{ L/jam}} = 0,00053 \text{ kmol/L}$$

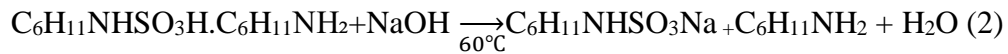
$$H^+ = 0,00053 \text{ M}$$

$$OH^- = 0,00053 \text{ M}$$

$$\text{Mol basa} = 6,615 \text{ kmol/jam}$$

Konversi reaksi netralisasi dianggap 99% karena komponen asam kuat terionisasi sempurna didalam larutan. Menurut jurnal (GómezA, A. A, 2010), nilai kinetika reaksi asam basa $k = 0,02 \text{ sekon}^{-1}$.

6. Optimasi Jumlah Reaktor menghitung waktu tinggal reaksi



Persamaan laju reaksi :

Reaksi dianggap berorde 1 masing-masing terhadap a dan b.

$$(-ra) = k. Ca. Cb$$

Keterangan:

(-ra) = laju reaksi asam klorosulfonat, $\text{kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$

k = konstanta laju reaksi, jam^{-1}

Ca = konsentrasi asam klorosulfonat, kmol/m^3

Cb = konsentrasi sikloheksilamin, kmol/m^3

Perhitungan volume reaktor menggunakan neraca massa sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Rate of mass input} - \text{rate of mass output} - \text{rate of mass react} \\ = \text{rate of mass accumulation} \end{aligned}$$

$$F_{A0} - F_A - (-r_A) \cdot V = 0$$

Dimana:

$$F_A = F_{A0} - F_{A0} \cdot X$$

$$F_{A0} \cdot X = (-r_A) \cdot V$$

$$V = F_{A0} \cdot X / (-r_A)$$

Diketahui $V = F_v$, maka:

$$V = F_v ((C_{A0} - C_A) / (-r_A))$$

$$V/F_v = (C_{A0} - C_A) / (-r_A)$$

$$\tau = (C_{A0} - C_A) / (-r_A)$$

Diketahui $-r_A = k \cdot C_A$

$$\tau = (C_{A0} - C_A) / k \cdot C_A$$

$$C_A = C_{A0} - C_{A0} \cdot X$$

$$\tau = C_{A0} - (C_{A0} - C_{A0} \cdot X) / k \cdot C_A$$

$$K \cdot \tau = C_{A0} - C_A / C_A$$

$$= X_A / (1 - X_A)$$

$$T = X_A / K \cdot (1 - X_A)$$

(Levenspiel, O., 1972)

Berdasarkan penjabaran persamaan diatas, maka diperoleh persamaan untuk

7. Menghitung waktu tinggal (τ) reaktor.

Diketahui :

$$k = 0,02 \text{ sekon}^{-1}$$

$$\text{Konversi nilai } k = \frac{0,041}{\text{sekon}} \times \frac{3600}{1 \text{ jam}} = \frac{155,766}{\text{jam}}$$

$$k = 72 \text{ jam}^{-1}$$

$$F_v = 12,151 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{A0} (\text{H}^+) = 0,00053 \text{ kmol/L}$$

$$C_{B0} (\text{OH}^-) = 0,00053 \text{ kmol/L}$$

$$X (\text{Konversi}) = 99\%$$

$$\tau = \frac{X_n}{k(1 - X_n)}$$

$$\tau = \frac{99\%}{71 \text{ jam}^{-1}(1 - 90\%)} = 1,375 \text{ jam}$$

$$\tau = 1,375 \text{ jam}$$

$$= 82,5 \text{ menit}$$

$$V = F_v \cdot \tau$$

$$V = 12,151 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \cdot 72 \text{ jam} = 16,70 \text{ m}^3$$

Diperoleh Volume untuk satu reaktor adalah 16,70 m³ dengan *overdesign* 20% maka menjadi 20,05 m³.

8. Menghitung Jumlah RATB Minimum

Untuk menentukan jumlah reaktor, perlu dilakukan optimasi dengan algoritma perhitungan dengan *trial* nilai konversi akumulatif disetiap reaktor dengan menyamakan waktu tinggal disetiap reaktor hingga diperoleh konversi total sebesar 99%. Berikut alur skema perhitungan yang dilakukan :

$$X = 1 - \frac{1}{(1 + \tau k)^N}$$

Keterangan :

X_n : Konversi reaktor ke n

N : Jumlah reaktor

τ : Waktu tinggal

k : kinetika

1. Optimasi 2 reaktor

Reaktor 1	X1	0,9	%
	k	72	Jam ⁻¹
	τ 1	0,1250	jam
Reaktor 2	X2	0,99	%
	k	72	Jam ⁻¹
	τ 2	0,1250	jam

Diperoleh waktu tinggal dua reaktor :

$$\tau = 0,1250 \text{ jam}$$

$$= 7,5 \text{ menit} = 450 \text{ detik}$$

$$V = 1,52 \text{ m}^3$$

$$V = 1,82 \text{ m}^3 \text{ Overdesign } 20\%$$

2. Optimasi 3 reaktor

Reaktor 1	X1	0,80	%
	k	72,00	Jam ⁻¹
	τ 1	0,05	jam
Reaktor 2	X2	0,96	%
	k	72,00	Jam ⁻¹
	τ 2	0,05	jam
Reaktor 3	X3	0,99	%
	k	72,00	Jam ⁻¹
	τ 3	0,05	jam

Diperoleh waktu tinggal tiga reaktor :

$$\tau = 0,05 \text{ jam}$$

$$= 3,29 \text{ menit}$$

$$= 197,52 \text{ detik}$$

$$V = 0,66 \text{ m}^3$$

$$V = 0,8 \text{ m}^3 \text{ Overdesign } 20\%$$

Berikut tabel rangkuman optimasi reaktor.

Tabel rangkuman optimasi reaktor

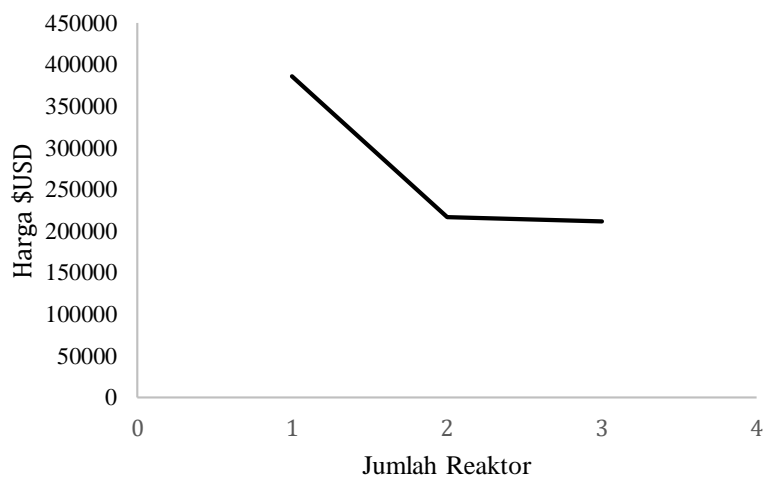
Jumlah Reaktor	Volume Total (m ³)	Volume Satu Reaktor	Waktu tinggal		
			Jam	Menit	Sekon
1	20,05	20,05	1,375	82,50	4.950
2	3,65	1,82	0,1250	7,50	450
3	2,40	0,80	0,05	3,29	197

9. Menghitung Harga Reaktif Reaktor

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi : Dengan menggunakan data harga reaktor yang diambil dari www.matche.com. Untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga minimal dipilih Stainless Steel tipe 316 sebagai bahan material pembuatan reaktor. Profil harga reaktor dapat dilihat pada tabel berikut:

Jumlah Reaktor	Volume Shell (Galon)	Profil Harga	Biaya
1	5296,52	\$ 386.100,00	\$ 386.100,00
2	481,50	\$ 108.300,00	\$ 216.600,00
3	211,35	\$ 70.500,00	\$ 211.500,00

Dari perhitungan dan data yang ditampilkan dalam tabel diperoleh grafik untuk jumlah reaktor terhadap harga sebagai berikut.



Grafik Profil Harga Reaktor

Dari data yang ditampilkan menunjukkan bahwa reaktor memberikan harga paling rendah pada tiga RATB Seri yaitu \$70.500, akan tetapi waktu tinggal dalam RATB untuk 3 tangki kecil, sehingga jumlah reaktor yang akan dirancang sebanyak 2 buah dengan waktu

tinggal yaitu 7,5 menit dimana proses netralisasi akan berjalan dengan baik.

10. Menghitung Tekanan Design Reaktor

Diketahui :

Tekanan Desain 5-10% diatas tekanan kerja normal (Coulson,1988 Hal.673)

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} \\ &= 34,74 \text{ psi} \\ P \text{ design} &= 1,1 \times P \text{ operasi} \\ &= 16,16 \text{ psi} \\ &= 1,09 \text{ atm} \end{aligned}$$

11. Menghitung Dimensi Reaktor

Perbandinga H:D diambil 1:1

$$\begin{aligned} D &= \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} \\ D &= \sqrt[3]{\frac{4(1,82 \text{ m}^3)}{\pi}} \\ D &= 1,32\text{m} \\ H &= 1,32 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan standarisasi ASME diperoleh nilai ID standar 24 in.

Teball shell reaktor

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0,6P_d}$$

(*Brownell and Young, persamaan 13.1 Hal.254)

Keterangan :

$$\begin{aligned} P_d &= \text{Tekanan desain (psi)} \\ r_i &= \text{jari-jari dalam reaktor (in)} \end{aligned}$$

f = Efisiensi *allowable stress* (psia)

E = Efisiensi sambungan

C = Corrosion allowance (in)

Ts = tebal *shell* (in)

Maka, tebal *shell* minimum yang dapat dihitung :

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0,6P_d} + C$$

$$t_s = \frac{(16,16\text{psi})(20,06\text{ in})}{(18.750\text{ psia})(80\%) - 0,6(16,16)} + 0,08\text{ in}$$

$$t_s = 0,108\text{ in}$$

Menurut Tabel 5.7 (Brownell dan Young,1959), ukuran standar tebal *shell* yang mendekati hasil perhitungan adalah 0,1875 in (3/16) atau 0,0048 m. Kemudian, diameter luar reaktor (OD) dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut:

$$OD = ID + 2t_s$$

Keterangan :

OD = Diameter luar,m

ID = Diameter dalam,m

ts = Tebal *shell*, m

Maka, diameter luar reaktor:

$$OD = ID + 2t_s$$

$$OD = 52,13\text{ in} + 2(0,1875)\text{in}$$

$$OD = 52,51\text{ in} = 1,33\text{ m}$$

Menurut Tabel 5.7 (Brownell dan Young, 1959), ukuran standar diameter luar yang mendekati hasil perhitungan adalah 54 in atau 1,37 m. Maka, dapat dihitung kembali diameter dalam reaktor menggunakan diameter luar standar (OD = 54 in) menggunakan persamaan berikut:

$$OD = 54$$

$$ID = OD - 2t_s$$

$$ID = 54 \text{ in} + 2(0,1875) \text{ in}$$

$$ID = 53,625 \text{ in} = 1,362 \text{ m}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 (Brownell dan Young, 1959) diperoleh nilai spesifikasi reaktor sebagai berikut :

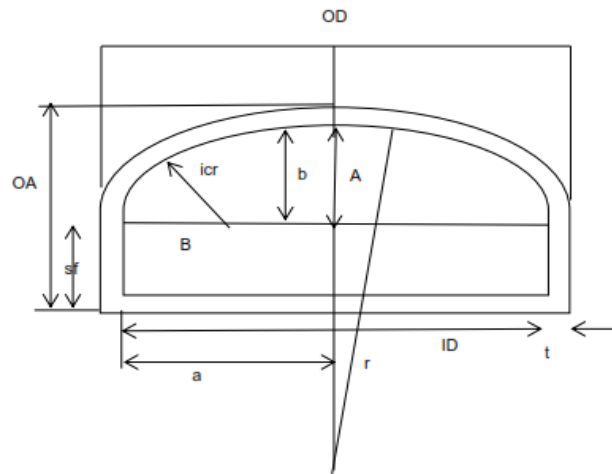
$$OD = 54 \text{ in}$$

$$ID = 53,62 \text{ in}$$

$$\text{Inside circle radius (icr)} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari (rc)} = 54 \text{ in}$$

12. Menghitung *Head* Reaktor



Jenis *Head* : Torispherical

Keterangan:

OD = Diameter luar (in)

ID = Diameter dalam (in)

th = Tebal *Head*

Pd = Tekanan desain (psig)

f = *Maximum allowable stress* (psia)

E = Efisiensi sambungan

C = *Corrosion allowance*

OA = *Overall dimension*, (in)

b = *Depth of dish inside* (in)

- sf = *Straight flange* (in)
rc = *Radius of dish* (in)
icr = *Inside corner radius* (in)

Menghitung tebal *head*

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2fE - 0,2P} + C$$

$$t_h = 0,149$$

Berdasarkan Tabel 5.6 (Brownell dan Young, 1959) ukuran tebal *head* (th) mendekati nilai standar 0,1875 atau (3/16) in. dari hasil tebal standar yang diperoleh kemudiam didapatkan nilai sf = 2 in dan icr = 0,75 in.

Menghitung tinggi *head*

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$$b = 7,56 \text{ in} = 0,19 \text{ m}$$

Menghitung tinggi *head* (OA)

$$OA = t_h + b + sf$$

$$OA = 9,75 \text{ in} = 0,247 \text{ m}$$

Berdasarkan hasil perhitungan, maka dapat dihitung total tinggi reaktor.

$$\text{Tinggi } head = 0,247 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi } bottom = 0,247 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi } shell = 1,37 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total} = 1,86 \text{ m}$$

Menghitung volume *torispherical head*

$$V_{Head} = 0,000049 ID^3 + \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot \frac{sf}{144}$$

$$V_{Head} = 10,16 \text{ ft}^3 = 0,287 \text{ m}^3$$

Volume total reaktor = Volume *Shell* + 2(Volume *Head*)

$$\text{Volume total reaktor} = 01,822\text{m}^3 + 2(0,287 \text{ m}^3)$$

$$\text{Volume total reaktor} = 2,398 \text{ m}^3 = 2.398 \text{ Liter}$$

Menghitung Tinggi cairan di *shell*

$$h_{shell} = \frac{V_c}{A_t}$$

$$A_t = \frac{\pi ID^2}{4}$$

$$A_t = 1,45 \text{ m}^2$$

$$V_c = 1534 \text{ m}$$

$$h_{shell} = 1,053 \text{ m}$$

Keterangan :

h_{shell} = Tinggi cairan di *shell*,m

A_t = Luas permukaan reaktor

V_c = Volume cairan dalam reaktor

Menghitung Luas Muka Reaktor

$$A_{total} = A_{shell} + 2x A_{head}$$

$$A_{total} = (\pi \cdot ID \cdot H) + 2 \left(\frac{\pi}{4} \cdot De^2 \right)$$

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3} icr$$

$$De = 60,937 \text{ in}$$

$$A_{total} = 11.638 \text{ in}^2 = 7,50 \text{ m}^2 =$$

Sehingga diperoleh luas muka reaktor total adalah 7,50 m².

Keterangan:

De = Diameter ekivalen,in

A_{total} =Luas muka reaktor,in²

H = Tinggi *shell*

13. Merancang impeller

Penentuan jenis Pengaduk dipilih berdasarkan Viskositas Fluida yang diaduk (Holland, F.A dan F.S.,1966). Nilai viskositas campuran fluida dalam reaktor pada suhu 60 °C adalah 13,58 cp. Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. Untuk Viskositas 13,5 Cp maka jenis pengaduk yang dipilih adalah Flat bladed Turbin Impeller dengan alasan pengadukan cocok digunakan pada larutan dengan viskositas <3000 cP (Geonkoplis,1933:143) dan pengaduk dapat bekerja cepat yaitu dengan kecepatan hingga 1800 rpm.

Menghitung jumlah pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{ID}$$

$$WELH = ZI \times Sg$$

Keterangan:

WELH = Water equivalent liquid height, in

ZI = Tinggi cairan dalam pengaduk, in

Sg = Specific height

Data pengaduk:

$$\rho \text{ air (60 } ^\circ\text{C)} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ campuran (60 } ^\circ\text{C)} = 1.697 \text{ kg/m}^3$$

$$Zi = 1,296 \text{ m}$$

$$\mu \text{ campuran} = 13,5 \text{ cp}$$

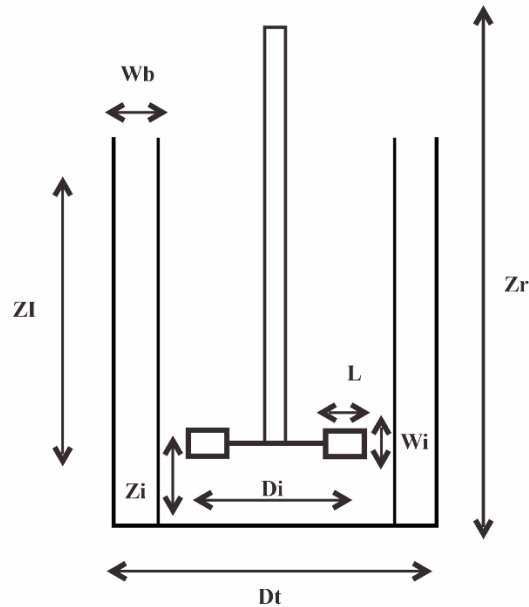
$$sg = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ air}}$$

$$sg = 1,697$$

$$WELH = 2,20 \text{ m} = 86,65 \text{ in}$$

Maka, jumlah pengaduk yang dibutuhkan :

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{2,20 \text{ m}}{1,36 \text{ m}} = 1,61 \approx 2 \text{ buah}$$



Skema komponen tangki reaktor

Berdasarkan Tabel 3.4-1 (Geankoplis,1978) diperoleh data:

- Inside Diameter (Dt) = 1,362
- Diameter turbin (Di) = Dt/3 = 0,3454m
- Jarak pengaduk dari dasar tangki (Zi) = Di x 1,3 = 0,59 m
- Tinggi pengaduk (Zi) = Di x 3,9 = 1,770 m
- Lebar baffle = Di x 0,17 = 0,077 m
- Lebar pengaduk (L) = Di x 0,25 = 0,113 m

Menghitung kecepatan putar pengaduk

Berdasarkan persamaan 8.8 (Rase,1977) kecepatan putar pengaduk dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$N = \frac{600}{\pi \cdot Di \cdot (ft)} \times \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot Di(m)}}$$

$N = 199,70 \text{ rpm}$

Diperoleh kecepatan putar pengaduk N sebesar 199,70 rpm atau sama dengan 3,32 rps.

Menurut (Walas,1959), kecepatan putaran pengaduk standar yang mendekati hasil perhitungan adalah 320 rpm. Maka, jenis motor yang dipakai adalah Fixed Speed Belt (*single reduction gear with V belt*). Keuntungan motor jenis ini adalah harganya murah serta komponen yang mudah diganti apabila mengalami kerusakan.

Menghitung Power Pengaduk

Dalam menghitung nilai power pengaduk dibutuhkan nilai Power number (Np). Dengan menggunakan grafik Fig 8.7 (Rase and Barroe, 1957) dapat diketahui nilai Np dengan mengetahui bilangan Reynold.

Diketahui:

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= 13,58 \text{ cp} \\ &= 0,00912 \text{ lb/ft.s} \\ \rho \text{ campuran} &= 1.697 \text{ kg/m}^3 \\ &= 105,95 \text{ lb/ft}^3 \\ D_i &= 1,489 \text{ ft} \\ N &= 5,33 \text{ rps} \end{aligned}$$

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot D_i^2}{\mu}$$

$$Re = 12.761,48$$

Dengan nilai Reynold sebesar 12.761,48 diperoleh nilai Np = 6

Untuk menghitung power pengaduk digunakan rumus :

$$P = \frac{N^3 D_i^2 \rho \cdot N_p}{550 \text{ gc}}$$

$$P = 12,08 \text{ Hp}$$

Diketahui efisiensi motor elektrik untuk P = 12 Hp menurut figur 143,8 (Peters & Timmerhaus, 1991) adalah 87%.

$$P_{\text{motor}} = \frac{P_a}{\eta}$$

$$P_{\text{motor}} = \frac{12}{87\%} = 13,89 \text{ Hp}$$

Menurut standar NEMA (Rase and Barroe, 1957) daya motor standar yang mendekati hasil perhitungan adalah 15 Hp atau setara dengan 11,25 Kwatt.

14. Neraca panas reaktor

Komponen	Arus Panas Masuk (KJ/jam)	Arus Panas Keluar, KJ/jam
C ₆ H ₁₁ NH ₂	31.190	90.600
HSO ₃ Cl	3.421	0
CCl ₄	0	0
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ H.C ₆ H ₁₁ NH ₂	30.037	300
C ₆ H ₁₁ NH ₃ Cl	63.656	63.656
NaOH	20.208	2.380
H ₂ O	137.707	158.782
Na ₂ SO ₄	0	3.565
NaCl	0	1.311
C ₆ H ₁₁ NHSO ₃ Na	0	63.020
Beban Pemanas	98.769	
Panas Reaksi		1.374
TOTAL	384.989	384.989

Reaksi yang berlangsung pada reaktor bersifat endotermis atau membutuhkan panas dengan ΔH Reaksi yang dibutuhkan sebesar 276,87 KJ/kmol. Dikarenakan jumlah panas reaksi yang dibutuhkan sedikit, maka dilakukan evaluasi untuk mengetahui peningkatan suhu apabila tidak digunakan pendingin untuk mengambil panas yang dihasilkan dari reaksi. Evaluasi dilakukan dengan perhitungan $Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$ untuk mencari nilai suhu yang keluar (T_2).

Diketahui :

$$Q = 384.989 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Massa total campuran} = 286,219 \text{ kg/jam}$$

Cp campuran = 1.552,27 kJ/kmol.K

Suhu masuk (T1) = 60 °C

Suhu masuk (T2) = 60 °C

$$Q = m \cdot Cp (T_2 - T_1)$$

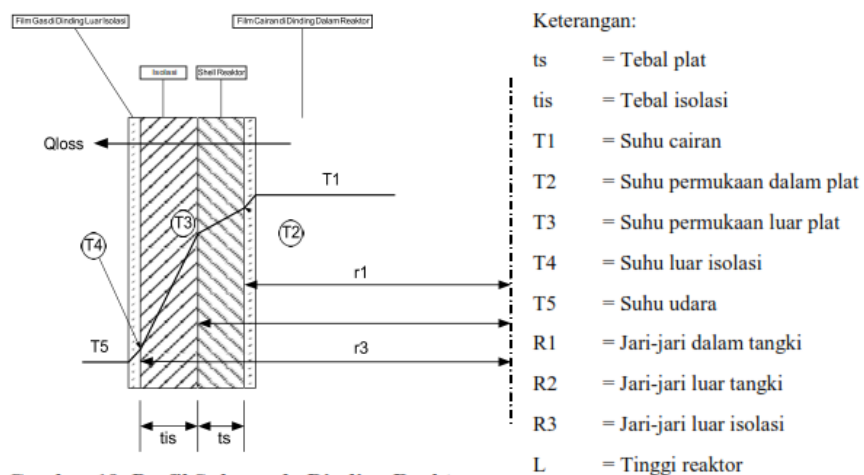
$$T_2 = \frac{Q}{m \cdot Cp} + T_1$$

$$T_2 = \frac{384.989}{(286.219)(1.552,27)} + 60$$

$$T_2 = 60$$

Diperoleh nilai Suhu keluar dari reaktor T₂ sebesar 60°C. Artinya, tidak terjadi perubahan suhu ketika masuk dan keluar. Namun, untuk menjaga panas reaktor agar tidak hilang ke lingkungan maka dibutuhkan isolator untuk menjaga suhu tetap di 60 °C.

15. Menghitung Isolator



Gambar 19. Profil Suhu pada Dinding Reaktor

Gambar 19. Profil Suhu Pada Dinding Reaktor

Diketahui :

t_s = 0,1875 in

T₁ = 60°C

T₄ = 40°C

$$T5 = 30^{\circ}\text{C}$$

$$L = \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi bottom} + \text{tinggi head}$$

$$L = h \text{ shell} + 2(b+sf)$$

$$L = 1,539 \text{ m}$$

Untuk alasan safety, suhu maksimum permukaan luar isolasi ($T4$) sebesar 50 C , maka dipilih suhu luar isolasi 40 C . Bahan Shell yang digunakan adalah stainless Steel dengan konduktivitas termal yaitu :

$$k = 26 \text{ Btu/ft/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$\varepsilon = 0,935$$

Menghitung Nilai Koefisien Perpindahan Panas Secara Konveksi

(H_c)

$$T_f = 1/2 (T4+T5)$$

$$T_f = 95 \text{ }^{\circ}\text{F} = 308 \text{ K}$$

T_f = Suhu dinding isolasi

Sifat-sifat fisis udara pada suhu T_f yaitu 308 K (Perry,1999)

$$\rho_f = 1,1429 \text{ Kg/m}^3 = 0,07135098 \text{ lb/ft}^3$$

$$C_{p_f} = 0,7181 \text{ Kj/Kg.k} = 0,171515241 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\mu_f = 0,000018879 \text{ Pa.s} = 0,045669811 \text{ lb/hr.ft}$$

$$k_f = 0,0269264 \text{ W/m.K} = 0,015567993 \text{ Btu/hr/lb.F}$$

Nilai bilangan Grashof dapat dihitung dengan persamaan:

$$Gr = \frac{L^3 \rho \beta g \Delta t}{\mu f^2}$$

$$\beta = \text{Koefisien Muai Volume} = (1/t_f) = 0,010526316 \text{ F}^{-1}$$

$$L = \text{Tinggi Reaktor, ft} = 6,125549502 \text{ ft}$$

$$\rho_f = \text{Densitas Kinematis udara, lb/ft}^3 = 0,07135098 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_f = \text{Viskositas kinematis udara, lb/(ft.h)} = 0,045669811 \text{ lb/hr.ft}$$

$$g = \text{Percepatan gravitasi (ft}^2.\text{s)} = 32,1538 \text{ ft/s}^2$$

$$\Delta t = T4 - T5 = 18 \text{ F}$$

$$g = \text{Percepatan gravitasi (ft}^2.\text{s)}$$

$$= 32,1538 \text{ ft/s}^2$$

$$= 416713248 \text{ ft/h}^2$$

Maka diperoleh nilai Grashof

$$Gr = 42295827680 = 4 \times 10^{10}$$

Nilai bilangan Prandtl dengan persamaan:

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{k}$$

$$Pr = 0,503$$

Bilangan Reyleigh

$$Ra = Gr \cdot Pr$$

$$Ra = 22287540187 = 2 \times 10^{10}$$

Karena $Ra = 10^9 - 10^{12}$ maka $hc = 0,19 (\Delta t)^{1/3}$

Diperoleh nilai koefisien perpindahan panas konveksi (Hc)

$$Hc = 0,497940865 \text{ Btu.H.Ft}^2.F$$

Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Radiasi (hr) Asbestos-Udara

Nilai hr dapat dihitung dengan neraca panas radiasi :

$$hr(T_4 - T_5) = \sigma \varepsilon (T_4^4 - T_5^4)$$

$$hr = \sigma \varepsilon \frac{(T_4^4 - T_5^4)}{(T_4 - T_5)}$$

Dengan :

$$\sigma = \text{Konstanta stefan-boltzmann} = 1,73 \times 10^{-9} \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr.F}$$

$$\text{maka nilai hr} = 0,005986284 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr.F}$$

Menghitung Tebal Isolasi

Nilai Qc merupakan hukum newton , semakin cepat pergerakan fluida, semakin besar laju perpindahan panas konveksi.

$$Qc = hc (T_4 - T_5)$$

$$Qc = 8,963 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2} \cdot \text{hr.F}$$

Diketahui :

$$xs = 0,1875 \text{ in}$$

$$ks = 26 \text{ Btu.ft/hr.ft}^2.F$$

$$k_i = 0,114 \text{ Btu.ft/hr.ft}^2\text{.F}$$

Maka nilai tebal isolatro (xi)

$$Q_c = \frac{T_1 - T_4}{\frac{X_s}{K_s} - \frac{X_i}{k_i}}$$

$$T_1 - T_4 = 36^\circ\text{F}$$

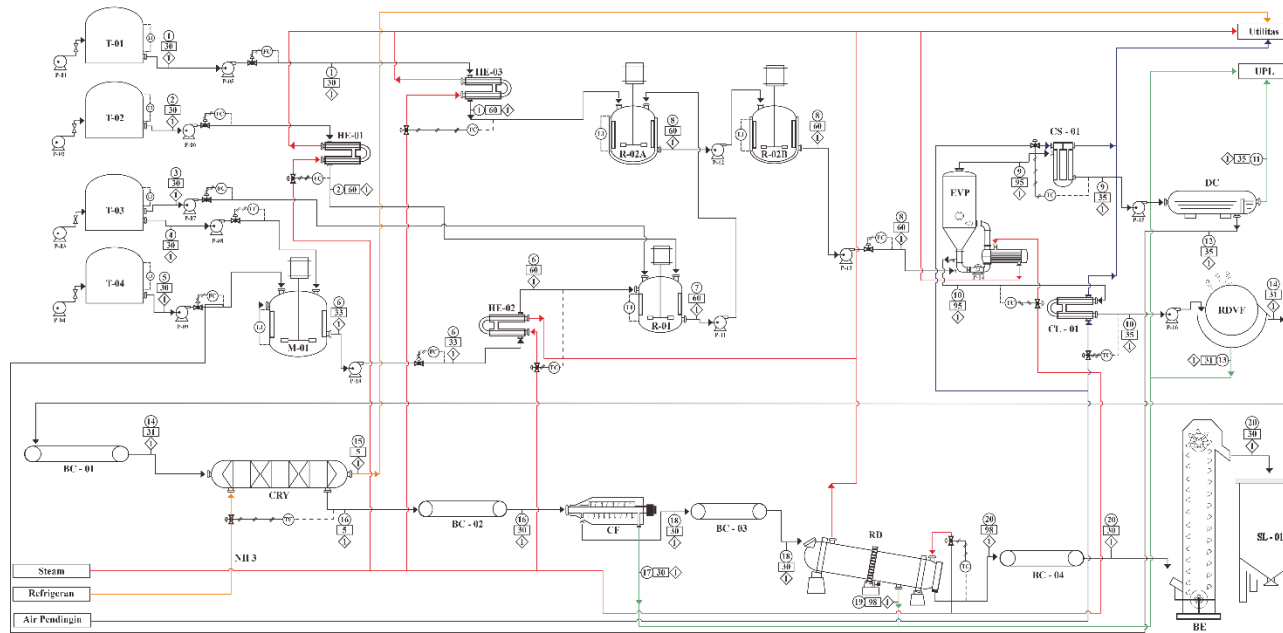
$$X_i = 0,457 \text{ ft}$$

$$= 13,9 \text{ cm}$$

Hasil yang diperoleh menunjukkan bahwa diperlukan tebal isolasi sebesar 139 cm untuk menjaga suhu operasi tidak hilang ke lingkungan serta menjaga suhu operasi pada Netralizer tetap pada suhu 60°C.

LAMPIRAN B PEFD

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK SODIUM SIKLAMAT DARI SIKLOHEKSIL AMIN, ASAM KLOROSULFONAT, DAN NAOH KAPASITAS 10.204 TON/TAHUN



Komponen	No Anns (kg/jm)																			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
C ₆ H ₁₁ NH ₂					1.579,37	2.903,04	386,38	988,54	540,85	227,28	734,53	582	227,18							
H ₂ SO ₄				339,98			36,80													
Cl ₂			2.276,39	62,04		11.541,81	16.335	16.118,23	11.906,38	2.147,32	15.899,09	3,69	2.147,32							
C ₆ H ₁₁ NH ₂ Cl ₂ H ₂ NH ₂						1.295,83	18,22				18,22									
C ₆ H ₁₁ NHCl						376,67	899,67				899,67									
NaOH	235,91					5,73				5,73										
H ₂ O	380,13					1.887,87	505,98	217,89		809,26	162,12	9,37	10,87	13,50	0,94	36,55	10,78	25,77		
Na ₂ SO ₄																				
NaCl																				
C ₆ H ₁₁ NH ₂ SO ₃ Na																				
Total	1.340,04	858,99	2.376,39	62,04	1.579,37	16.947,64	19.283,41	20.626,28	15.112,41	5.311,02	14.534,03	877,45	2.943,49	1.336,03	24,64	1.523,26	15,88	1.367,44	10,65	1.258,38

- KETERANGAN SIMBOL**
- HC : Flow Controller
 - LI : Level Indicator
 - TC : Temperature Controller
 - TI : Temperature Indicator
 - NA : Numer Anns
 - : Valve, K
 - : Utkaman, am
 - : Signal Electric
 - : Signal Pneumath
 - : Pipe
 - : Check Valve
 - : Gate Valve
 - : Steam Manwh
 - : Refrigeran
 - : (T.P.I) Unit Pengolahan Emulsh

- KETERANGAN ALAT**
- BC : Belt Conveyor
 - BE : Bucket Elevator
 - CL : Cooler
 - CR : Crystallizer
 - CF : Centrifuge
 - DC : Decanter
 - EVP : Evaporator
 - HE : Heater
 - M : Mixer
 - P : Pump
 - R : Reactor
 - RD : Rotary Dryer
 - RDVF : Rotary Dryer Vacuum Filter
 - SI : Silo
 - T : Tank


PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK SODIUM SIKLAMAT DARI
SIKLOHEKSIL AMIN, ASAM KLOROSULFONAT, DAN NAOH
KAPASITAS : 10.000 TON/TAHUN

DIBUEN OLEH:
 DIA AYU PETERIUTAM (19521119)
 DIAH AYU SETIANGRUM (19521159)

DOSEN PEMBIMBING:
 Dr. KHAMDAN CAHYARI, ST., M.Sc.

LAMPIRAN C KARTU BIMBINGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Diya Ayu Putri Utami
No. MHS : 19521119
2. Nama Mahasiswa : Diah Ayu Setianingrum
No. MHS : 19521159

Judul Prarancangan *) :
PRARANCANGAN PABRIK SODIUM SIKLAMAT DARI SIKLOHEKSILAMIN,
ASAM KLORESULFONAT DAN NATRIUM HIDROKSIDA KAPASITAS 10.204
TON / TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan : 8 April 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	5 Oktober 2022	Pengenalan dan diskusi mengenai perancangan	HS
2.	19 Oktober 2022	Penentuan Kapasitas Pabrik	HS
3.	16 November 2022	Penentuan pergantian judul TA	HS
4.	18 November 2022	Pemilihan judul yang akan diambil	HS
5.	15 Desember 2022	Penentuan kapasitas, kinetika dan sodium siklamat	HS
6.	15 Februari 2023	Tinjauan termodinamika dan kinetika	HS
7.	5 April 2023	Perancangan reaktor	HS

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 8 April 2023

Pembimbing,



Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

- *) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Diya Ayu Putri Utami
No. MHS : 19521119
2. Nama Mahasiswa : Diah Ayu Setianingrum
No. MHS : 19521159

Judul Prarancangan *) :

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA SODIUM SIKLAMAT DARI SIKLOHEKSIL
AMIN, ASAM KLORO SULFONAT, DAN NAOH KAPASITAS 10.204
TON/TAHUN.

Mulai Masa Bimbingan : 9 April 2023

Batas Akhir Bimbingan : 6 Oktober 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	5 April 2023	Perancangan Alat Reaktor dan Alat Proses	JP
2.	15 Mei 2023	Perancangan Alat Proses dan Alat Penukar Panas.	JP
3.	15 Juni 2023	Perancangan Alat separator	JP
4.	13 Juli 2023	Pembuatan PFD dan Perancangan Alat Proses	JP
5.	3 Agustus 2023	Pembuatan Layout pabrik dan struktur.	JP
6.	22 Agustus 2023	Evaluasi ekonomi dan utilisasi	JP
7.	1 September 2023	Penyusunan Masukan dan evaluasi ekonomi.	JP

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 6-9-2023

Pembimbing,



Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

- *) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy