

PRARANCANGAN PABRIK MELAMIN DARI UREA DENGAN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh:

Nama : Yulistia Pratiwi Nama : Fitria Pratami Munib
No. Mahasiswa : 18521149 No. Mahasiswa : 18521195

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK *MELAMINE* DARI UREA KAPASITAS

70.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Yulistia Pratiwi

Nama : Fitria Pratami Munib

NIM : 18521149

NIM : 18521195

Yogyakarta, 23 Januari 2023

Menyatakan bahwa naskah Prarancangan Pabrik ini telah disusun sesuai kaidah ilmiah. Jika dikemudian hari ditemukan pelanggaran, kami bersedia mempertanggungjawabkan sesuai peraturan yang berlaku. Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penyusun I,



Yulistia Pratiwi

NIM: 18521149

Penyusun II,



Fitria Pratami Munib

NIM: 18521195

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK MELAMINE DARI UREA KAPASITAS
70.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Yulistia Pratiwi
No. Mahasiswa : 18521149

Nama : Fitria Pratami Munib
No. Mahasiswa : 18521195

Yogyakarta, 25 Januari 2023

Pembimbing I

Pembimbing II



Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

NIK. 105210102

NIK. 155211305

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK MELAMIN DARI UREA KAPASITAS 70.000
TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Yulistia Pratiwi Nama : Fitria Pratami Munib
No. Mahasiswa : 18521149 No. Mahasiswa : 18521195

Telah dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 1 Februari 2023

Tim Penguji,

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

Ketua

 15/02/23

Lucky Wahyu Nuzulia, S.T., M.Eng.

Anggota I



Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

Anggota II



Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.

NIK. 155210506



KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat, taufik serta hidayah-Nya sehingga pada kesempatan kali ini penulis dapat menyusun dan menyelesaikan naskah tugas akhir dengan judul "*Prarancangan Pabrik Melamin dari Urea dengan Kapasitas 70.000 Ton/Tahun*".

Naskah tugas akhir ini disusun untuk memenuhi syarat kelulusan mata kuliah Prarancangan Pabrik (TA) serta sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia di Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Dengan selesainya naskah tugas akhir ini, penulis mengucapkan terimakasih kepada:

1. Allah SWT yang Maha Esa, karena dengan izinnya penulis dapat menyusun dan menyelesaikan laporan penelitian ini dengan baik.
2. Bapak Masturudin dan Ibu Sri Mulyati selaku orang tua dari Yulistia Pratiwi yang selalu memberikan dukungan dan doanya.
3. Bapak Muhammad Munib, S.T. dan Ibu Anjariani selaku orang tua dari Fitria Pratami Munib yang selalu memberikan dukungan dan doanya.
4. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T., IPU., ASEAN.Eng. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.

6. Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir 1.
7. Ibu Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir 2.
8. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
9. Rekan-rekan yang telah membantu secara langsung maupun tidak langsung sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan tepat waktu.

Penulis menyadari bahwa naskah tugas akhir ini masih banyak kekurangan dan kesalahan serta masih jauh dari kata sempurna, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat penulis harapkan. Penulis berharap semoga naskah tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi pengembangan ilmu Teknik Kimia kedepannya. Akhir kata, penulis mengucapkan terima kasih.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Yogyakarta, 25 Januari 2023

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

Dengan rasa syukur yang mendalam, saya persembahkan Tugas Akhir ini kepada :

1. Kedua orang tua saya, Bapak Muhammad Munib S.T. dan Ibu Anjariani, yang selalu senantiasa memberikan dukungan, semangat, kasih sayang, nasihat, pengorbanan, dan masih banyak lagi yang tak pernah henti sampai saat ini dan seterusnya. Lembar persembahan ini tidak akan pernah cukup untuk menggambarkan rasa terima kasih saya kepada ibu dan bapak tercinta. Terima kasih untuk segalanya.
2. Adik-adik saya, Miftah Handanigar Munib dan Muhammad Yusuf Munib, yang kadang suka bikin kesel tapi bikin kangen juga kalau jauh, dan yang sering ngajak mabar padahal kakaknya lagi rempong skripsian. Semangat sekolahnya.
3. Partner saya, Yulistia Pratiwi, terima kasih atas kerjasamanya selama ini, yang telah berjuang dan saling melengkapi satu sama lain, semoga kita bisa sukses kedepannya dan bisa mewujudkan mimpi-mimpi kita.
4. Terima kasih untuk teman-teman Teknik Kimia, yang selalu membantu dan memberikan semangat sejak awal perkuliahan hingga akhirnya kita menempuh jalan masing-masing. Kalian menjadi teman terbaik selama saya menempuh pendidikan sarjana.
5. Terima kasih kepada pacar halu saya, Chanyeol, Sehun, Kyungsoo, Chen, Suho, Baekhyun, Xiumin, Yixing, dan Kai, yang telah memberikan semangat melalui karya-karyanya dan tentunya visual tampannya yang wow sekali.

6. Secara khusus saya persembahkan juga untuk pendamping hidup saya kelak (untuk saat ini masih sendiri dulu), dan anak-anak saya kelak (“nak, ini perjuangan ibu kamu sebelum bertemu ayah”).
7. Ucapan terima kasih untuk diri sendiri yang telah mampu bertahan dan berjuang hingga titik ini, walaupun malamnya sering nangis. Terima kasih untuk tidak menyerah dan selalu berusaha. Kamu hebat bisa melewati ini semua!
8. Dan yang terakhir saya persembahkan Tugas Akhir ini kepada semua pihak yang selalu bertanya “kapan wisuda?”, kalian adalah alasan untuk segera menyelesaikan Tugas Akhir ini.

Fitria Pratami Munib

Teknik Kimia 2018

DAFTAR ISI

| | |
|--|-------------------------------------|
| LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL | ii |
| LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING | iii |
| LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI | iv |
| KATA PENGANTAR | v |
| LEMBAR PERSEMBAHAN | vii |
| DAFTAR ISI | ix |
| DAFTAR GAMBAR | xii |
| DAFTAR TABEL | xiii |
| ABSTRAK | xvi |
| ABSTRACT | xvii |
| BAB I | 1 |
| PENDAHULUAN | 1 |
| 1.1 Latar Belakang | 1 |
| 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik | 2 |
| 1.2.1 Kapasitas Pabrik Melamin yang Telah Berdiri | 2 |
| 1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku | 3 |
| 1.2.3 Kebutuhan Produk di Indonesia | 4 |
| 1.3 Tinjauan Pustaka | 9 |
| 1.3.1 Macam-macam Proses Pembuatan Melamin | 9 |
| 1.3.2 Metode Proses | 20 |
| 1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika | 20 |
| BAB II | 24 |
| PERANCANGAN PRODUK | 24 |
| 2.1 Spesifikasi Produk | 24 |
| 2.1.1 Melamin | Error! Bookmark not defined. |
| 2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung | 26 |
| 2.2.1 Urea | 26 |
| 2.2.2 Alumina | 29 |
| 2.3 Pengendalian Kualitas | 31 |
| 2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku | 31 |

| | |
|---|----|
| 2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses | 32 |
| 2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk | 33 |
| BAB III | 34 |
| PERANCANGAN PROSES | 34 |
| 3.1 Diagram Alir Proses dan Material | 34 |
| 3.2 Uraian Proses | 36 |
| 3.2.1 Dasar Reaksi | 36 |
| 3.2.2 Langkah Proses | 37 |
| 3.3 Spesifikasi Alat | 39 |
| 3.3.1 Alat Besar | 39 |
| 3.3.2 Alat Penyimpanan Bahan | 44 |
| 3.3.3 Alat Transportasi Bahan | 46 |
| 3.3.4 Alat Penukar Panas | 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 |
| BAB IV | 64 |
| PERANCANGAN PABRIK | 64 |
| 4.1 Lokasi Pabrik | 64 |
| 4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik | 64 |
| 4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik | 66 |
| 4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>) | 68 |
| 4.3 Tata Letak Mesin / Alat Proses (<i>Machines Layout</i>) | 71 |
| 4.4 Organisasi Perusahaan | 75 |
| 4.4.1 Bentuk Perusahaan | 75 |
| 4.4.2 Struktur Organisasi | 76 |
| 4.4.3 Tugas dan Wewenang | 79 |
| 4.4.4 Ketenagakerjaan | 84 |
| 4.4.5 Jadwal Kerja Karyawan | 85 |
| 4.4.6 Perincian Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji Pegawai | 88 |

| | |
|--|-----|
| 4.4.7 Kesejahteraan Karyawan | 90 |
| 4.4.8 Fasilitas Karyawan | 91 |
| BAB V | 94 |
| UTILITAS | 94 |
| 5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air | 94 |
| 5.1.1 Unit Penyediaan Air | 94 |
| 5.1.2 Unit Pengolahan Air | 98 |
| 5.1.3 Kebutuhan Air | 103 |
| 5.2 Unit Pembangkit Steam | 106 |
| 5.3 Unit Pembangkit Listrik | 107 |
| 5.4 Unit Penyedia Udara Tekan | 107 |
| 5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar | 108 |
| 5.6 Unit Penyedia Lelehan Garam | 108 |
| 5.7 Unit Pengolahan Limbah | 109 |
| BAB VI | 111 |
| EVALUASI EKONOMI | 111 |
| 6.1 Harga Alat | 112 |
| 6.2 Dasar Perhitungan | 115 |
| 6.2.1 Perkiraan Harga Alat | 115 |
| 6.3 Perhitungan Biaya | 118 |
| 6.2.1 Modal (<i>Capital Investment</i>) | 118 |
| 6.2.2 Biaya Produksi (<i>Manufacturing Cost</i>) | 120 |
| 6.2.3 Pengeluaran Umum (<i>General Expenses</i>) | 122 |
| 6.4 Analisa Keuntungan | 123 |
| 6.5 Analisa Kelayakan | 124 |
| BAB VII | 131 |
| KESIMPULAN DAN SARAN | 131 |
| 6.6 Kesimpulan | 131 |
| 6.7 Saran | 132 |
| DAFTAR PUSTAKA | 133 |
| LAMPIRAN | 135 |

DAFTAR GAMBAR

| | |
|--|-----|
| Gambar 1.1 Perkembangan Impor Melamin di Indonesia | 5 |
| Gambar 1.2 Grafik Hubungan Kebutuhan Ekspor Melamin pada Tahun Ke-n..... | 6 |
| Gambar 1.3 Grafik Konsumsi Melamin di Indonesia | 7 |
| Gambar 1.4 Struktur Melamin | 9 |
| Gambar 1.5 Grafik Kinetika..... | 23 |
| Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif | 34 |
| Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif | 35 |
| Gambar 4.1 Lokasi Pabrik Melamin | 68 |
| Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik | 70 |
| Gambar 4.3 Tata Letak Mesin..... | 74 |
| Gambar 4.4 Struktur Organisasi..... | 78 |
| Gambar 5.1 Diagram Unit Pengolahan Air..... | 105 |
| Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga Alat | 114 |
| Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi | 130 |

DAFTAR TABEL

| | |
|--|----|
| Tabel 1.1 Kapasitas Produksi Perusahaan Melamin di Dunia | 3 |
| Tabel 1.2 Pabrik Urea di Indonesia..... | 4 |
| Tabel 1.3 Perkembangan Impor Melamin di Indonesia | 4 |
| Tabel 1.4 Kebutuhan Ekspor Melamin di Indonesia..... | 6 |
| Tabel 1.5 Data Konsumsi Melamin di Indonesia..... | 7 |
| Tabel 1.6 Pertimbangan Macam-Macam Proses..... | 19 |
| Tabel 1.7 Data Kinetika | 22 |
| Tabel 2.1 Identifikasi Hazard Melamin | 26 |
| Tabel 2.2 Identifikasi Hazard Urea | 29 |
| Tabel 2.3 Identifikasi Hazard Alumina..... | 31 |
| Tabel 3.1 Neraca Massa Total..... | 57 |
| Tabel 3.2 Neraca Massa <i>Melter</i> | 57 |
| Tabel 3.3 Neraca Massa Tangki..... | 58 |
| Tabel 3.4 Neraca Massa Reaktor | 58 |
| Tabel 3.5 Neraca Massa <i>Crystallizer</i> | 58 |
| Tabel 3.6 Neraca Massa Cyclone..... | 59 |
| Tabel 3.7 Neraca Masa Scrubber | 60 |
| Tabel 3.8 Neraca Masa Separator | 60 |
| Tabel 3.9 Neraca Panas <i>Melter</i> | 61 |
| Tabel 3.10 Neraca Panas Reaktor | 61 |
| Tabel 3.11 Neraca Panas <i>Crystallizer</i> | 61 |
| Tabel 3.12 Neraca Panas Scrubber..... | 62 |

| | |
|--|-----|
| Tabel 3.13 Neraca Panas Separator..... | 62 |
| Tabel 3.14 Neraca Panas Kompresor | 62 |
| Tabel 3.15 Neraca Panas <i>Cooling Screw Conveyor</i> | 63 |
| Tabel 3.16 Neraca Panas <i>Heater</i> | 63 |
| Tabel 3.17 Neraca Panas <i>Cooler</i> | 63 |
| Tabel 4.1 Luas Lokasi Pabrik..... | 71 |
| Tabel 4.2 Jadwal Pembagian Kerja Karyawan <i>Shift</i> | 87 |
| Tabel 4.3 Gaji Karyawan | 89 |
| Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin | 103 |
| Tabel 5.2 Kebutuhan Air Steam..... | 104 |
| Tabel 5.3 Kebutuhan Air Sanitasi | 104 |
| Tabel 6.1 Indeks Harga pada Tahun 1990 - 2015 | 113 |
| Tabel 6.2 Perkiraan Harga Alat Proses | 116 |
| Tabel 6.3 Perkiraan Harga Alat Utilitas | 116 |
| Tabel 6.4 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i> | 119 |
| Tabel 6.5 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i> | 119 |
| Tabel 6.6 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i> | 119 |
| Tabel 6.7 <i>Working Capital Investment (WCI)</i> | 120 |
| Tabel 6.8 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> | 121 |
| Tabel 6.9 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> | 121 |
| Tabel 6.10 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> | 122 |
| Tabel 6.11 <i>Total Manufacturing Cost</i> | 122 |
| Tabel 6.12 <i>General Expenses</i> | 123 |

| | |
|--|-----|
| Tabel 6.13 <i>Total Production Cost</i> | 123 |
| Tabel 6.14 <i>Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)</i> | 126 |
| Tabel 6.15 <i>Annual Regulated Expenses (Ra)</i> | 126 |
| Tabel 6.16 <i>Annual Variable Value (Va)</i> | 127 |
| Tabel 6.17 <i>Annual Sales Value (Sa)</i> | 127 |
| Tabel 6.18 Hasil Kelayakan Ekonomi | 130 |



ABSTRAK

Pabrik melamin memberikan prospek yang sangat baik, mengingat kebutuhan Melamin di Indonesia yang semakin meningkat. Desain awal pabrik Melamin dengan proses BASF direncanakan dibangun di Cikampek, Jawa Barat, dengan luas tanah sekitar 28.050 m² dengan kapasitas produksi 70.000 ton/tahun. Pabrik ini akan dioperasikan selama 330 hari atau 24 jam sehari dengan total 119 karyawan.

Reaksi pembentukan melamin dari urea melalui dua tahap reaksi. Tahap pertama yaitu dekomposisi urea menjadi *isocyanic acid* dan amonia, tahap kedua yaitu *isocyanic acid* berubah menjadi melamin dan karbondioksida. Pada proses ini digunakan katalis alumina (Al₂O₃). Reaksi berlangsung pada *fluidized bed reactor* yang beroperasi pada suhu 395°C dan tekanan 3 atm dengan pemanas berupa *molten salt*. Konversi untuk reaksi ini adalah 95%. Produk yang didapat berupa padatan kristal melamin.

Pabrik ini membutuhkan air untuk proses utilitas sebesar 5.960,81 kg/jam dan 258,743 kW tenaga listrik yang disediakan oleh PLN serta memerlukan generator sebagai cadangan. Analisa kelayakan pendirian pabrik menggunakan analisis ekonomi dengan modal total investasi yang terdiri dari Penanaman Modal Tetap dan Modal Kerja. Total Biaya produksi Rp 264.280.941.050 dan Penjualan Tahunan Rp 315.000.000.000 sehingga didapatkan keuntungan sebelum pajak 35% dan keuntungan sesudah pajak sebesar 27%. *Pay Out Time (POT)* setelah pajak sebesar 2,7 tahun, *Discounted Cash Flow (DCF)* 24%, *Break Event Point (BEP)* 51% sedangkan *Shut Down Point (SDP)* 32%. Berdasarkan analisis ekonomi tersebut pabrik ini layak untuk didirikan.

Kata Kunci : *Fluidized Bed Reactor*, Melamin, Proses BASF, Urea

ABSTRACT

Melamin plant provides excellent prospects, considering melamin's increasing needs in Indonesia. The initial design of Melamin plant with the BASF process is planned to be built in Cikampek, West Java, with a land area of around 28,050 m² with a production capacity of 70,000 tons/year. This plant will be operate for 330 days or 24 hours a day with 119 employees in total.

The reaction for the formation of melamin from urea through two stages of reaction. The first stage is the decomposition of urea into isocyanic acid and amonia, the second stage is isocyanic acid turns into melamin and carbon dioxide. This process used alumina catalyst (Al₂O₃). The reaction takes place on a fluidized bed reactor that operates at a temperature of 395°C and a pressure of 3 atm with a heater in the form of molten salt. The conversion for this reaction is 95%. The product obtained is in the form of solid melamin crystals.

This plant requires water for the utility process of 5,960.81 kg/hour and 258.743 kW of electricity provided by PLN and requires a generator as a backup. Analysis of the feasibility of establishment of the factory using economic analysis with total investment capital consisting of Fixed Investment and Working Capital. The total production cost of IDR 264,280,941,050 and annual sales of IDR 315,000,000,000 so that profit before tax of 35% and a profit after tax of 27%. Pay Out Time (POT) after tax is 2.7 years, Discounted Cash Flow (DCF) is 24%, Break Event Point (BEP) is 51%, while Shut Down Point (SDP) is 32%. Based on the economic analysis, this factory is deserves to be established.

Keywords : Fluidized Bed Reactor, Melamin, BASF Process, Urea

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pada saat ini pemerintah Indonesia sedang melakukan pengembangan pada berbagai bidang industri. Industri kimia merupakan salah satu sektor yang sangat penting dan banyak memberikan devisa pada negara. Kebutuhan akan bahan-bahan kimia saat ini semakin meningkat dan untuk memenuhi kebutuhan tersebut dilakukan impor dari negara-negara lain. Melamin merupakan salah satu bahan kimia yang diimpor dalam jumlah yang banyak.

Melamin merupakan suatu zat organik yang memiliki struktur kimia $C_3H_6N_6$ juga dikenal dengan nama *1,3,5-Triazine-2,4,6-triamine*. Senyawa kimia ini berbentuk kristal berwarna putih. Melamin digunakan sebagai bahan baku untuk pembuatan melamin resin, pelapis kertas, tekstil, pencampur cat, dan lain-lain. Bahan baku yang digunakan pada proses pembuatan melamin adalah urea dan campuran amonia dan karbondioksida sebagai *fluidizing gas* serta katalis alumina.

Urea digunakan sebagai bahan baku karena tidak memiliki sifat beracun, tidak mencemari lingkungan dan memiliki harga urea yang ekonomis. Ketersediaan urea di Indonesia cukup melimpah serta tingkat kebutuhan melamin semakin meningkat dan juga karena pabrik yang memproduksi melamin telah berhenti beroperasi, maka pendirian pabrik melamin di Indonesia dirasa sangat diperlukan.

Pendirian pabrik melamin ini dapat menjadi alternatif bagi produsen pupuk urea di Indonesia. Melamin memiliki keunggulan yang lebih baik dibandingkan dengan plastik dan memiliki manfaat yang lebih luas pada berbagai bidang sehingga dapat menghasilkan keuntungan yang besar. Pendirian pabrik melamin bertujuan untuk mengantisipasi permintaan dalam negeri, mengurangi impor melamin dan membuka lapangan pekerjaan baru.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Kapasitas pabrik melamin dapat ditentukan dengan beberapa pertimbangan yaitu kapasitas pabrik yang telah berdiri, ketersediaan bahan baku dan kebutuhan produk.

1.2.1 Kapasitas Pabrik Melamin yang Telah Berdiri

Kapasitas pabrik melamin ditentukan dengan mempertimbangkan pabrik-pabrik yang sudah berdiri. Ada dua pabrik yang pernah memproduksi melamin di Indonesia yaitu:

1. PT. Sri Melamin Rejeki (SMR) yang mulai beroperasi pada tahun 1994 dengan kapasitas 20.000 ton/tahun dengan pasokan urea dari PT. Pupuk Sriwijaya.
2. PT. DSM Kaltim Melamin mulai beroperasi pada tahun 1996 hasil kerja sama antara Pupuk Kalimantan Timur Tbk dan DSM Holland dengan kapasitas 40.000 ton/tahun dan ditingkatkan menjadi 50.000 ton/tahun. Berikut tabel yang menunjukkan beberapa produsen melamin yang telah beroperasi di dunia dan kapasitas produksinya.

Tabel 1.1 Kapasitas Produksi Perusahaan Melamin di Dunia

| No | Negara | Perusahaan | Kapasitas (ton/tahun) |
|----|-------------------|---|--------------------------|
| 1 | Fed. Rep. Germany | BASF | 42.000 |
| 2 | Austria | <i>Chemie Linz</i> | 55.000 |
| 3 | Netherlands | DSM | 90.000 |
| 4 | Italy | Ausind | 28.000 |
| 5 | France | Norsolor | 15.000 |
| 6 | Poland | Polimex Cekop | 28.000 |
| 7 | Rumania | Romchim | 12.000 |
| 8 | Soviet Union | Techmashimport | 10.000 |
| 9 | United States | American Melamin Ind. | 50.000 |
| 10 | United States | Melamin <i>Chemical</i> | 47.000 |
| 11 | Japan | Mitsubishi | 32.000 |
| 12 | Japan | Petrochemical Mitsui Toatsu Chemical | 38.000 |
| 13 | Japan | Nissan Chemical | 42.000 |
| 14 | Korea | <i>Korea Fertilizer</i> | 16.000 |
| 15 | Taiwan | <i>Taiwan Fertilizer</i> | 10.000 |
| 16 | Saudi Arabia | Safco | 20.000 |
| 17 | China | <i>Sichuan Chemical Work</i> | 12.000 |
| 18 | India | <i>Gujarat State Fertilizer</i> | 5.000 |

(Sumber: Ullmans, 2003)

Dari table 1.1 dapat diketahui bahwa kapasitas pabrik melamin yang ada di dunia yaitu 5.000-90.000 ton/tahun.

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Pembuatan produk melamin tentunya membutuhkan bahan baku yaitu berupa urea. Bahan baku tersebut dapat terpenuhi dari dalam negeri, hal ini dilihat dari banyaknya pabrik yang memproduksi urea

setiap tahunnya. Pabrik-pabrik urea yang ada di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Pabrik Urea di Indonesia

| No. | Pabrik | Lokasi | Kapasitas (ton/tahun) |
|-----|---------------------------|-------------------|-----------------------|
| 1 | PT Petrokimia Gresik | Gresik, Jatim | 1.030.000 |
| 2 | PT Pupuk Kujang | Cikampek, Jabar | 1.140.000 |
| 3 | PT Pupuk Kalimantan Timur | Bontang, Kaltim | 3.435.000 |
| 4 | PT Pupuk Iskandar Muda | Lhokseumawe, Nad | 1.140.000 |
| 5 | PT Pupuk Sriwidjaja | Palembang, Sulsel | 2.617.500 |

(Sumber: Pupuk Indonesia, 2022)

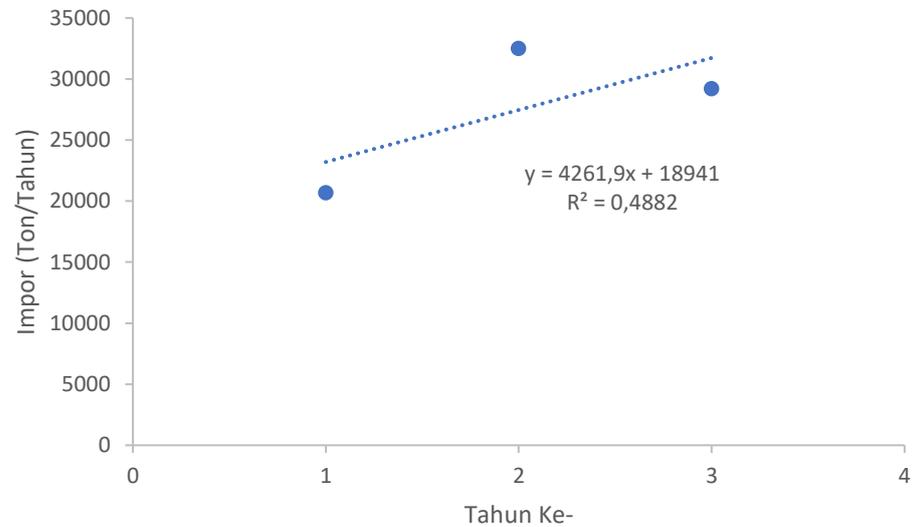
1.2.3 Kebutuhan Produk di Indonesia

Pemenuhan kebutuhan melamin di Indonesia selama ini dipenuhi oleh kegiatan impor. Berdasarkan data yang diperoleh dari UN Comtrade, perkembangan jumlah impor melamin di Indonesia pada tahun 2017-2019 dapat dilihat pada tabel 1.3 berikut:

Tabel 1. 3 Perkembangan Impor Melamin di Indonesia

| No. | Tahun | Impor (ton/tahun) |
|-----|-------|-------------------|
| 1 | 2017 | 20.683,577 |
| 2 | 2018 | 32.503,195 |
| 3 | 2019 | 29.207,341 |

(Sumber: UN Comtrade,2022)



Gambar 1.1 Perkembangan Impor Melamin di Indonesia

Dari gambar 1.1 Grafik impor melamin di Indonesia diperoleh persamaan $y = 4261,9x + 18941$. Dengan menggunakan persamaan diatas dapat diperkirakan bahwa kebutuhan impor melamin di Indonesia pada tahun 2027 (tahun ke-10) sebesar:

$$y = 4261,9x + 18941$$

$$y = 4261,9(10) + 18941$$

$$y = 61.560 \text{ ton/tahun}$$

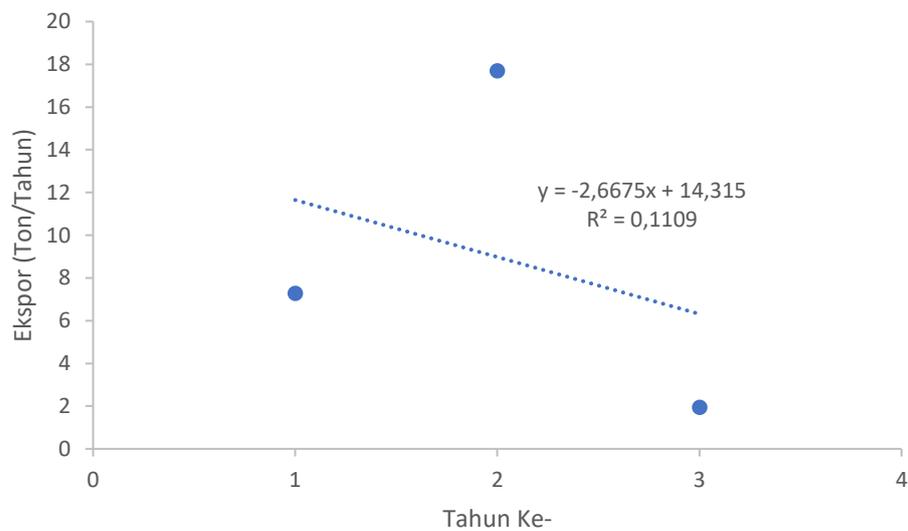
Dari persamaan tersebut dapat diperkirakan kebutuhan impor melamin jika pabrik direncanakan akan dibangun pada tahun 2027 (tahun ke-10) adalah sebesar 61.560 ton/tahun.

Berdasarkan data yang diperoleh dari UN Comtrade, ekspor melamin di Indonesia dari tahun 2017-2019 dapat dilihat pada table 1.4 berikut:

Tabel 1.4 Kebutuhan Ekspor Melamin di Indonesia

| No | Tahun | Ekspor (ton/tahun) |
|----|-------|--------------------|
| 1 | 2017 | 7,287 |
| 2 | 2018 | 17,701 |
| 3 | 2019 | 1,952 |

(Sumber: UN Comtrade,2022)



Gambar 1.2 Grafik Hubungan antara Kebutuhan Ekspor Melamin pada Tahun Ke-n

Dari gambar 1.2 Grafik ekspor melamin di Indonesia diperoleh persamaan $y = -2,6675x + 14,315$. Dengan menggunakan persamaan diatas dapat diperkirakan bahwa kebutuhan ekspor melamin di Indonesia pada tahun 2027 (tahun ke-10) sebesar:

$$y = -2,6675x + 14,315$$

$$y = -2,6675(10) + 14,315$$

$$y = -12,360 \text{ ton/tahun}$$

Dari persamaan tersebut dapat diperkirakan kebutuhan ekspor melamin jika pabrik direncanakan akan dibangun pada tahun 2027

(tahun ke-10) adalah sebesar -12,360 ton/tahun. Sehingga Indonesia tidak bisa melakukan impor, karena kebutuhan dalam negeri belum terpenuhi.

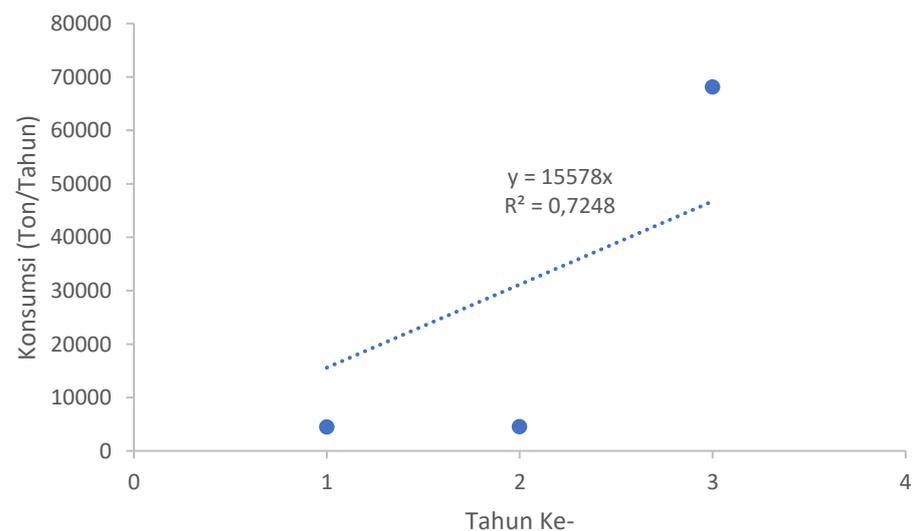
Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik, konsumsi melamin di Indonesia dari 2017-2019 cukup fluktuatif, data konsumsi melamin di Indonesia dapat dilihat dari Tabel 1.5 berikut.

Tabel 1. 5 Data Konsumsi Melamin di Indonesia

| No | Tahun | Konsumsi (ton/tahun) |
|----|-------|----------------------|
| 1 | 2017 | 4.468,388 |
| 2 | 2018 | 4.559,763 |
| 3 | 2019 | 68.169,72 |

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2022)

Dengan membuat grafik linear antara data tahun sumbu x dan data impor sumbu y diperoleh persamaan regresi linear yang dapat dilihat pada Gambar 1.3 berikut.



Gambar 1. 3 Grafik Konsumsi Melamin di Indonesia

Dari Gambar 1.3 Grafik Konsumsi Melamin di Indonesia diperoleh persamaan $y = 15578x$. Dengan menggunakan persamaan diatas dapat diperkirakan jumlah ekspor melamin di Indonesia pada tahun 2027 (tahun ke-10) sebesar:

$$y = 15578 \times 10$$

$$y = 155780 \text{ ton/tahun}$$

Maka dengan menggunakan persamaan tersebut, dapat diperkirakan kebutuhan konsumsi melamin jika pabrik direncanakan dibangun pada tahun 2027 (tahun ke-10) sebesar 155.780 ton/tahun.

Berdasarkan data impor, ekspor, dan konsumsi melamin di Indonesia pada tahun 2027 yang telah diperoleh, maka dapat ditentukan kapasitas rancangan pabrik sebagai berikut:

$$\text{Peluang} = (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi})$$

$$\text{Peluang} = (0 + 155.780) - (61.560 + 0)$$

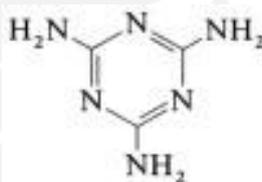
$$\text{Peluang} = 94.220 \text{ ton/tahun}$$

Kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 75% dari kebutuhan melamin di Indonesia, maka $= 94.220 \times 75\% = 70.665$. Dipilih kapasitas perancangan pabrik melamin pada tahun 2027 berdasarkan perhitungan adalah sebesar 70.000 ton/tahun. Dengan pertimbangan tidak ada pabrik melamin di Indonesia serta dengan memperhatikan pabrik-pabrik yang telah didirikan di dunia dengan rentang kapasitas 10.000 - 90.000 ton/tahun. Pabrik yang akan didirikan diharapkan

mampu memenuhi kebutuhan melamin di Indonesia dan mengurangi impor dari luar negeri.

1.3 Tinjauan Pustaka

Melamin merupakan senyawa organik dengan rumus kimia $C_3H_6N_6$ dengan nama IUPAC *1,3,5-Triazine-2,4,6-triamine*. Melamin pertama kali dipelajari oleh Leibig pada tahun 1834. Saat itu, Leibig memperoleh melamin dari peleburan kalium tiosianat dengan amonium klorida. Pada tahun 1885 A. W. Von Hoffman mempublikasikan struktur melamin, sebagai berikut: (Ullmanns, 2003)

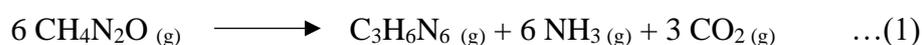


Gambar 1.4. Struktur Melamin

Melamin dimanfaatkan dalam pembuatan plastik, perekat, tekstil, dan industri pelapis. Pada awal 1940 Mackey menemukan bahwa melamin dapat disintesa dengan dari urea pada suhu $400^{\circ}C$ dengan atau tanpa penggunaan katalis. Penggunaan *cyanamid* sebagai bahan baku dalam pembuatan melamin dihentikan pada akhir tahun 1960 dan sejak saat itu melamin mulai diproduksi dengan menggunakan bahan baku urea (Yanuartono., 2019).

1.3.1 Macam-macam Proses Pembuatan Melamin

Melamin dapat disintesa dari urea pada suhu $390-410^{\circ}C$ dengan persamaan reaksinya adalah sebagai berikut:



Reaksi bersifat endotermis membutuhkan 649 kJ per mol melamin. Secara umum, proses produksi melamin dapat diklasifikasikan menjadi dua, yaitu:

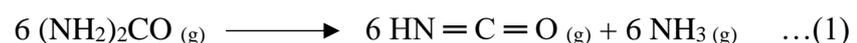
1. Proses tekanan rendah dengan menggunakan katalis.
2. Proses tekanan tinggi (≥ 8 MPa) tanpa menggunakan katalis.

1. Proses Tekanan Rendah dengan Menggunakan Katalis.

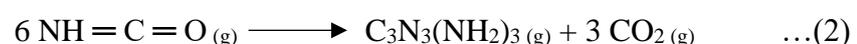
Proses tekanan rendah dengan katalis menggunakan reaktor *fluidized bed* pada tekanan *atmospheric* pada suhu 390-410°C.

Sebagai *fluidizing gas* digunakan campuran antara amonia dan karbondioksida yang terbentuk selama reaksi. Katalis yang digunakan adalah alumina. Melamin keluar reaktor dalam bentuk gas bersama dengan *fluidizing gas*. Kemudian dipisahkan dari amonia dan karbondioksida dengan *quenching gas* atau menggunakan air (yang diikuti oleh kristalisasi) atau desublimasi.

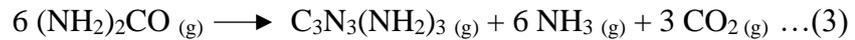
Langkah pertama pada proses menggunakan katalis adalah dekomposisi urea menjadi *isocyanic acid* dan amonia kemudian berubah menjadi melamin. Mekanisme reaksi:



$$\Delta H = 984 \text{ kJ/mol}$$



$$\Delta H = - 355 \text{ kJ/mol}$$



$$\Delta H = 629 \text{ kJ/mol}$$

Yield yang diperoleh adalah 90-95%. Ada 3 proses pada tekanan rendah yaitu:

a. Proses BASF (*Badische Anilin and Soda Fabrik*)

Pada proses BASF reaktor yang digunakan yaitu reaktor *one-stage*, tekanan rendah, dan proses fase uap menggunakan katalis. Lelehan urea diumpankan ke *fluidized bed* reaktor pada suhu 395 - 400°C pada tekanan *atmospheric*. Katalis yang digunakan pada proses ini yaitu alumina dengan *fluidizing gas* berupa amonia dan karbondioksida yang dimasukkan ke dalam reaktor bersamaan dengan urea melalui beberapa *nozzle*. Suhu reaktor dijaga dengan mensirkulasi lelehan garam dengan menggunakan koil pemanas. Produk yang keluar dari reaktor yaitu gas yang terdiri dari campuran melamin, urea yang tidak bereaksi, biuret, amonia dan karbondioksida.

Campuran gas masuk ke dalam desublimer lalu bercampur dengan *off-gas* yang telah di *recycle* dengan suhu 150°C hingga berbentuk kristal melamin. Kristal melamin yang dihasilkan dipisahkan dari campuran gas dengan menggunakan siklon. Gas hasil *recycle* dari siklon dialirkan ke *scrubber* atau *washing tower* untuk mengambil urea yang tidak bereaksi, dan gas digunakan sebagai *fluidizing gas* pada

reaktor dan sebagai media pendingin pada desublimier. Melamin yang dihasilkan dengan menggunakan proses ini yaitu yaitu melamin dengan kemurnian 99,9%.

b. Proses Chemie Linz

Proses Chemie Linz terdiri dari dua tahap, yaitu urea cair terdekomposisi dalam *fluidized sand bed* reaktor menjadi amonia dan *isocyanic acid* pada suhu 350°C dan tekanan 0,35 MPa. Amonia digunakan sebagai *fluidizing gas*. Panas yang dibutuhkan untuk dekomposisi disuplai ke reaktor oleh lelehan garam panas yang disirkulasikan melalui koil pemanas. Kemudian aliran gas diumpankan ke *fixed bed* reaktor dimana *isocyanic acid* dikonversi menjadi melamin pada suhu 450°C dan tekanan mendekati tekanan atmosfer. Melamin dipisahkan dari hasil reaksi fase gas melalui *quenching* dengan menggunakan air *mother liquor* yang yang berasal dari *centrifuge*. *Quencher* didesain dengan khusus agar dapat bekerja dengan cepat sehingga dapat mencegah hidrolisis melamin menjadi *ammelide* dan *ammeline*. Suspensi melamin dari *quencher* didinginkan lebih lanjut untuk dikristalisasi menjadi melamin. Setelah di *centrifuge*, kristal dikeringkan dan dimasukkan ke penyimpanan.

c. Proses Stamicarbon

Proses stamicarbon sama seperti proses BASF karena menggunakan reaktor *one stage*. Proses ini berlangsung pada tekanan 0,7 MPa, dengan *fluidizing gas* berupa amonia murni dan katalis yang digunakan adalah silica dan alumina.

Lelehan urea diumpankan ke bagian bawah reaktor. Katalis yang berupa silica alumina di fluidisasi oleh amonia yang masuk ke reaktor bagian bawah dari *reactor fluidized bed*. Reaksi dipertahankan pada suhu 400°C dengan mensirkulasikan lelehan garam melewati koil pemanas dalam *bed* katalis.

Campuran zat yang keluar reaktor yang mengandung melamin kemudian di *quenching*. Pertama dalam *quench cooler* kemudian dalam *scrubber* untuk di *scrub* dengan *mother liquor* dari *centrifuge*. Dari *scrubber*, *suspense* melamin dialirkan ke dalam separator dimana sebagian dari amonia dan karbondioksida terlarut dalam *suspense* dipisahkan, lalu campuran gas ini dialirkan ke absorber dan akan membentuk amonium karbonat. Kemudian produk dialirkan ke *mixing vessel* dan dicampur dengan karbon aktif. Kemudian dimasukkan ke dalam *filter* dan airnya diuapkan dalam evaporator, kemudian dikristaliser dan pemisahan dari *mother liquornya* oleh *centrifuge*.

2. Proses Tekanan Tinggi Tanpa Menggunakan Katalis

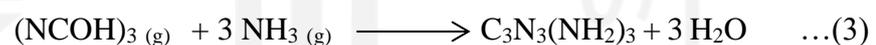
Reaksi pada pembuatan melamin dengan proses tekanan tinggi tanpa menggunakan katalis terjadi pada tekanan lebih dari 7 MPa dan suhu yang digunakan lebih dari 370°C. Secara umum, lelehan urea dimasukan ke dalam reaktor, dimana mengalami konversi menjadi campuran lelehan melamin dan urea. Proses ini menghasilkan melamin dengan kemurniaan lebih dari 94%. Panas disuplai ke reaktor baik oleh *electric heater* atau oleh sistem *heat transfer* dengan menggunakan lelehan garam panas.



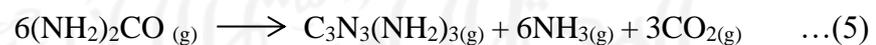
Urea *Cyanic acid*



Cyanuric acid



Melamin



Pada proses tekanan tinggi tanpa menggunakan katalis terdapat 3 macam proses, diantaranya:

a. Proses Melamin Chemical

Proses menghasilkan melamin dengan kemurniaan 96 – 99.5 %. Urea cair dikonversi menjadi melamin dalam reaktor fase cair. *Off-gas* (amonia dan karbondioksida) dipisahkan

dalam gas separator. Melamin cair kemudian *diquenching* di unit pendingin, dimana amonia cair digunakan untuk memadatkan kristal.

Reaktor dipanaskan pada suhu 370 – 425°C dengan sistem *heating-coil* dan bertekanan sekitar 11 - 15 MPa. Melamin cair dipisahkan dari *off-gas* dalam gas separator dimana produk akan terkumpul di bagian bawah. Suhu dan tekanan separator dijaga hampir sama dengan reaktor. Melamin yang keluar separator kemudian dialirkan ke dalam unit pendingin.

Unit pendingin produk menggunakan amonia cair untuk mendinginkan dan memadatkan melamin. Produk dikeluarkan dari unit pendingin, kemudian dapat dikristalisasi.

b. Proses Montedison (Ausind)

Proses Montedison (Ausind) berlangsung pada suhu 370°C dan tekanan 7 MPa. Suhu yang diperlukan dipertahankan oleh sistem *molten-salt heating* yang terdiri dari tabung *bayonet-type* konsentris.

Urea cair pada suhu 150°C diumpankan ke reaktor bersama dengan amonia yang telah dipanaskan sebelumnya.

Waktu tinggal rata-rata campuran dalam reaktor adalah sekitar 20 menit. Saat campuran reaksi meninggalkan reaktor, tekanan diturunkan menjadi 2.5 MPa, dan campuran diatur pada suhu 160°C dalam *quencher* dengan larutan amonia dan karbon

dioksida untuk mengendapkan melamin. Campuran amonia dan karbon dioksida yang keluar di bagian atas *quencher* dapat *di-recycle* ke pabrik untuk produksi urea atau pupuk.

Melamin tetap berada dalam *quencher* pada suhu 160°C selama beberapa waktu untuk menguraikan urea yang tidak terkonversi dan produk samping seperti biuret dan triuret menjadi amonia dan karbon dioksida. Kemudian diumpankan ke *steam stripper*, dimana sisa amonia dan karbon dioksida dihilangkan. *Off-gas* dari *stripper* dilarutkan dalam air pada kolom absorpsi dan larutan ini *di-recycle* ke *quencher*.

Slurry bebas amonia dan karbon dioksida yang keluar di bagian bawah *stripper* diencerkan dengan *mother liquor* untuk melarutkan melamin. Natrium hidroksida juga ditambahkan, dan larutan kemudian dijernihkan dengan karbon aktif. Larutan yang telah dijernihkan kemudian dikristalisasi dalam *crystallizer* yang dioperasikan secara adiabatik. Kristal melamin dipisahkan dari *mother liquor* dalam *rotary filter*, dikeringkan dalam *pneumatic conveyer-dryer*, kemudian disimpan.

c. Proses Nissan

Proses Nissan beroperasi pada suhu 400°C dan tekanan 10 Mpa. Salah satu ciri khas dari proses ini adalah pencucian urea dari reaktor *off-gas*. Pada proses ini, urea cair diberi tekanan

10 MPa dan dilewatkan melalui *washing tower* bertekanan tinggi dimana ia menyerap setiap melamin dan urea yang tidak bereaksi yang ada di dalam *off-gas* yang keluar reaktor. Urea kemudian dialirkan ke dalam reaktor secara gravitasi. Amonia juga diumpankan ke dalam reaktor.

Dalam tangki level, air limbah dari reaktor dipisahkan menjadi fase gas dan cair. Fase gas melewati *washing tower*. Fase cair terdiri dari melamin cair. Cairan ini dicampur dengan amonia gas panas dan diumpankan ke "*cushion*" vessel untuk penuaan (yaitu, untuk memungkinkan produk samping berubah kembali menjadi melamin).

Setelah didiamkan, cairan melamin *diquenching* di bawah tekanan dengan amonia cair, dimana akan larut. Dihasilkan larutan melamin dengan berat 20 – 30 % dan disimpan dalam *quencher* pada suhu 180°C sampai *impurities* yang tersisa terurai.

Sebagian besar amonia dikeluarkan dari larutan dalam *stirrer* (dioperasikan pada tekanan 1.5 MPa) dan larutan disaring. Amonia yang dikeluarkan kemudian *di-recycle*. Kristalisasi berlangsung dalam dua *crystallizer* yang dioperasikan secara seri. *Mother liquor* dan kristal melamin dipisahkan dalam sentrifugal, setelah kristal dikeringkan dan dihancurkan sebelum disimpan.

Pengolahan lebih lanjut dari *mother liquor* dimulai dengan menghilangkan amonia, dimana oksoaminotiazin diendapkan. *Slurry* dari *recovery tower* dibasakan sebelum diumpankan ke *crystallizer* ketiga yang beroperasi pada suhu dan tekanan yang dikurangi. Melamin tambahan mengkristal disini dan setelah pemisahan dari cairan dikembalikan lagi ke *crystallizer* kedua.

Menurunkan pH *mother liquor* menyebabkan oksoaminotiazin mengendap; ini dihilangkan dengan dekantasi. *Mother liquor* bening digunakan untuk menyerap amonia yang meninggalkan *crystallizer* dan selanjutnya *di-recylce* ke *quencher* bersama dengan amonia yang dilepaskan di amonia *recovery tower*.

Tabel 1.6 Pertimbangan Proses Pembentukan Melamin

| No | Parameter | Proses Tekanan Rendah Menggunakan Katalis | | | Proses Tekanan Tinggi Tanpa Menggunakan Katalis | | |
|----|---------------|---|----------------------|-----------------------------|---|----------------------|----------------------|
| | | BASF | Chemie Linz | Stamicarbon | Melamin Chemical Process | Montedison | Nissan |
| 1 | Bahan Baku | Urea | Urea | Urea | Urea | Urea | Urea |
| 2 | Reaktor | <i>Fluidized Bed</i> | <i>Fluidized Bed</i> | <i>Fluidized Bed</i> | <i>Fluidized Bed</i> | <i>Fluidized Bed</i> | <i>Fluidized Bed</i> |
| 3 | Suhu | 395 – 400°C | 350 - 450°C | 400 °C | 370 - 425 °C | 370 °C | 400 °C |
| 4 | Kemurnian | 99,90% | 99,80% | 99,30% | 96% | 96% | 96% |
| 5 | Konversi | 95% | 95% | 97% | 96% | >94% | <94% |
| 6 | Tekanan | 3 atm | 3,45 atm | 7 atm | 108,56 - 148,03 atm | 69,08 atm | 98,69 atm |
| 7 | Katalis | Alumina | Alumina | <i>Silica & Alumina</i> | - | - | - |
| 8 | Harga Katalis | Rp. 12.000 per kg | Rp. 12.000 per kg | Rp. 28.000 & 12.000 per kg | - | - | - |

(Sumber: Ullmanns, 2003)

1.3.2 Metode Proses

Ditinjau dari beberapa proses pembuatan Melamin, dipilih proses BASF (*Badische Anilin and Soda Fabric*). Karena memiliki beberapa keunggulan yaitu:

1. Proses BASF beroperasi pada tekanan rendah. Proses dengan tekanan rendah ini lebih aman dan lebih mudah dalam pengontrolan.
2. Melamin yang dihasilkan memiliki kemurnian tinggi jika dibandingkan dengan metode lainnya, yaitu 99,9%.
3. Alat proses yang digunakan lebih sedikit dibandingkan dengan proses yang lain sehingga biaya untuk pembelian alat juga lebih murah.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

Tinjauan Termodinamika

Reaksi yang terjadi pada proses pembuatan Melamin adalah sebagai berikut:



Diketahui nilai ΔH_f masing-masing komponen sebagai berikut:

$$\text{CH}_4\text{N}_2\text{O} = -333,60 \quad \text{kJ/mol}$$

$$\text{C}_3\text{H}_6\text{N}_6 = -71,72 \quad \text{kJ/mol}$$

$$\text{NH}_3 = -45,90 \quad \text{kJ/mol}$$

$$\text{CO}_2 = -393,50 \quad \text{kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ \text{ reaksi} = \Delta H^\circ \text{ Produk} - \Delta H^\circ \text{ Reaktan}$$

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ \text{ reaksi} &= [(-71,72 + 6(-45,90) + 3(-393,50)) - 6(-333,60)] \\ &= 473,980 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Dari perhitungan entalpi panas, didapatkan nilai positif. Hal ini menunjukkan bahwa reaksi berjalan secara endotermis.

Diketahui nilai ΔG° masing-masing komponen sebagai berikut:

$$\text{CH}_4\text{N}_2\text{O} = -15,008 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{C}_3\text{H}_6\text{N}_6 = 177 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{NH}_3 = -16,40 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{CO}_2 = -394,40 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ \text{ reaksi} = \Delta G^\circ \text{ Produk} - \Delta G^\circ \text{ Reaktan}$$

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ \text{ reaksi} &= [(177 + 6(-16,40) + 3(-394,40)) - 6(-15,008)] \\ &= -1014,552 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\Delta G^\circ = -R \cdot T \ln K$$

$$\ln K_0 = -\frac{\Delta G^\circ}{R \cdot T}$$

$$\ln K_0 = -\frac{-1014,552 \text{ kJ/mol}}{8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \cdot \text{K} \times 298,15 \text{ K}}$$

$$\ln K_0 = 409,288$$

$$K_0 = 5,645 \times 10^{177}$$

K pada temperature $395^{\circ}\text{C} = 668,15 \text{ K}$

$$\begin{aligned}\ln \frac{K_1}{K_0} &= -\frac{\Delta H}{R} \left[\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right] \\ &= -\frac{473,980}{8,314 \times 10^{-3}} \left[\frac{1}{668,15} - \frac{1}{298,15} \right] \\ &= 105,887\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\ln K_1 &= 105,887 + \ln K_0 \\ &= 105,887 + 409,288 \\ &= 515,175\end{aligned}$$

$$K_1 = 5,469 \times 10^{223}$$

Harga konstanta kesetimbangan (K) sangat besar, sehingga reaksi pembentukan melamin merupakan reaksi searah (*irreversible*).

Tinjauan Kinetika

$$k = A \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right)$$

Keterangan:

A : Koefisien tumbukan

Ea : Energi aktivasi

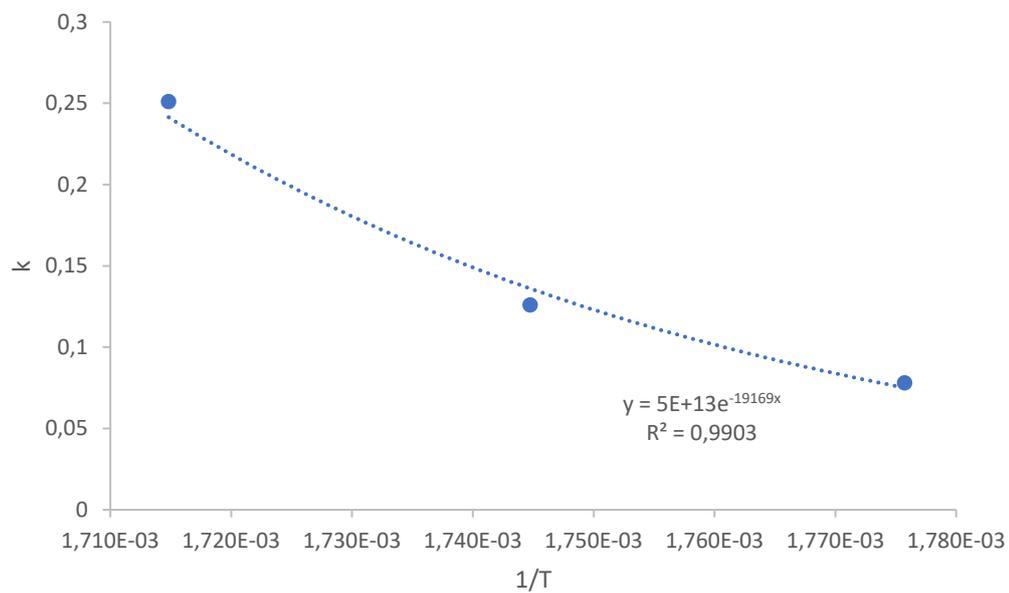
R : Konstanta gas ideal

T : Suhu

Dari jurnal penelitian Kinoshita. (1954), diperoleh nilai $E_a = 29,5 \text{ Kcal}$.

Tabel 1.7 Data Kinetika

| T (K) | | k (mol ⁻¹ .hr) | |
|-------|-------------|---------------------------|-------|
| 1/T1 | 0,001775726 | k1 | 0,078 |
| 1/T2 | 0,001744744 | k2 | 0,126 |
| 1/T3 | 0,001714825 | k3 | 0,251 |



Gambar 1.5 Grafik Kinetika

- A = 5×10^{13}
- Ea = 29,5 Kcal
= 123428 Joule
- R = $8,3145 \text{ J.K}^{-1}.\text{mol}^{-1}$
- T = 668,15 K
- k = $11216,20 \text{ mol}^{-1}.\text{hr}$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Melamin

| | |
|-----------------|--|
| Rumus molekul | : $C_3H_6N_6$ |
| IUPAC | : <i>1,3,5-Triazine-2,4,6-triamine</i> |
| Berat molekul | : 126,12 g/mol |
| Wujud | : padat |
| Bentuk | : kristal |
| Titik leleh | : 345°C |
| Titik didih | : 354°C |
| Kemurnian | : 99,2% |
| Urea maksimum | : 0,7% |
| Biuret maksimum | : 0,1% |
| Density | : 1.573 g/cm ³ |
| Ukuran partikel | : 15 – 100 mikron |

(Labchem, 2022)

Sifat Kimia Melamin

- Bau: tidak terbau
- Stabilitas: Stabil di bawah kondisi penyimpanan yang direkomendasikan.

- c. Kondisi yang Harus Dihindari: Hindari pembentukan debu. Suhu di atas 300°C. Produk yang tidak kompatibel.
- d. Bahan yang tidak kompatibel: Asam kuat, Oksidator
- e. Produk Penguraian Berbahaya: Nitrogen oksida (NO_x), Karbon monoksida (CO), Karbon dioksida (CO₂), Amonia, Hidrogensianida (asam hidrosianat), Amina

(MSDS ThermoFisher, 2022)



Tabel 2.1 Identifikasi Hazard Melamin

| Identifikasi Hazard Bahan Kimia dalam Proses | | | |
|--|----------------|-----|--|
| Komponen | Hazard | Ket | Pengelolaan |
| Melamin | Mudah Meledak | | Menyebabkan iritasi pada saluran pernapasan bagian atas. Jika terkena mata, basuh dengan air dingin setidaknya 15 menit. Jika terkena kulit segera cuci dengan sabun desinfektan dan tutupi kulit yang terkontaminasi dengan anti bakteri krim. Lepaskan pakaian dan sepatu yang terkontaminasi, cuci hingga bersih sebelum digunakan kembali. Jika terhirup, pindah ke tempat yang udaranya lebih segar. Jika tidak bernapas berikan pernapasan buatan. Jika kesulitan bernafas berikan oksigen. Jika tertelan jangan memaksakan muntah kecuali diarahkan oleh tenaga medis. Kendurkan pakaian ketat seperti kerah, dasi, dan ikat pinggang. Dapatkan perhatian medis segera. |
| | Mudah terbakar | | |
| | Beracun | ✓ | |
| | Korosif | | |
| | Iritasi | ✓ | |
| | Oksidasi | | |
| | Radioaktif | | |

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Urea

Rumus molekul : $\text{CH}_4\text{N}_2\text{O}$

IUPAC : Urea

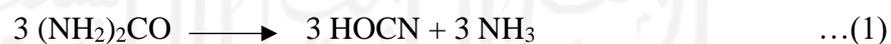
Berat molekul : 60,056 g/mol

| | |
|---------------------------|-------------------------------|
| Wujud | : padat |
| Bentuk | : prill |
| Titik leleh | : 135°C |
| Kemurnian | : 99,3% |
| Biuret maksimum | : 0,57% |
| H ₂ O maksimum | : 0,13% |
| <i>Bulk density</i> | : 700 – 800 kg/m ³ |
| <i>Density</i> | : 1.32 g/cm ³ |

(PubChem, 2022)

Sifat Kimia Urea

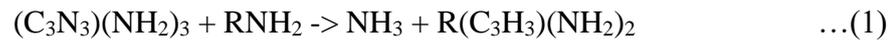
- Bereaksi dengan formaldehid membentuk monometilourea dan dimetilourea tergantung dari perbandingan urea dan formaldehid.
- Pada tekanan vakum dan suhu 180 – 190°C akan menyublim menjadi *ammonium cyanat* (NH₄OCN).
- Pada tekanan tinggi dan adanya amonia akan berubah menjadi *cyanic acid* dan *cynuric acid*.



- Dalam amonia cair akan membentuk urea-amoniak CO(NH₂)₂.NH₂, yang terdekomposisi pada suhu diatas 450°C.

e. Reaksi dengan amina

Substitusi melamin dengan gugus alkil pada atom H yang menempel pada gugus N dapat terjadi seperti pada reaksi dibawah ini:



f. Klorinasi

Klorinasi melamin yang terjadi cenderung mengganti semua atom hidrogen. Air yang dihasilkan pada reaksi akan menghidrolisa menghasilkan nitrogen triklorida yang berbahaya pada proses klorinasi, melamin stabil ketika kondisinya kering.

(MSDS ThermoFisher, 2022)



Tabel 2.2 Identifikasi Hazard Urea

| Identifikasi Hazard Bahan Kimia dalam Proses | | | |
|--|----------------|-----|---|
| Komponen | Hazard | Ket | Pengelolaan |
| Urea | Mudah Meledak | | Menyebabkan iritasi pada kulit, mata, dan saluran pernapasan. Urea berbahaya jika tertelan dan terhisap dapat menyebabkan iritasi pada saluran pencernaan. Jika terhirup pindah ke udara yang lebih segar, jika napas berhenti berikan napas buatan. Berikan masker oksigen jika mungkin. Segera hubungi dokter. Bila terjadi kontak dengan kulit bilaslah dengan air yang banyak. Bila terjadi kontak pada mata bilaslah dengan air yang banyak. Setelah tertelan segera beri korban minum air putih (dua gelas paling banyak). Periksakan ke dokter. Dapatkan perhatian medis segera. |
| | Mudah terbakar | | |
| | Beracun | ✓ | |
| | Korosif | | |
| | Iritasi | ✓ | |
| | Oksidasi | | |
| | Radioaktif | | |

2.2.2 Alumina

Rumus molekul : Al_2O_3

IUPAC : *Aluminum oxide*

Berat molekul : 102 g/mol

Wujud : padat

Bentuk : *powder*

Titik didih : 2977 °C
Titik leleh : 2072 °C
Density : 3,987 g/cm³

(PubChem, 2022)

Sifat Kimia Alumina

- a. Stabilitas Kimia: Stabil.
- b. Kondisi yang Harus Dihindari: Bahan yang tidak cocok, pembentukan debu, panas berlebih.
- c. Inkompatibilitas dengan Bahan Lain: Bereaksi dengan klorin trifluorida atau etilen oksida.
- d. Bau: tidak berbau

(MSDS ThermoFisher, 2022)

Tabel 2.3 Identifikasi Hazard Alumina

| Identifikasi Hazard Bahan Kimia dalam Proses | | | |
|--|----------------|-----|--|
| Komponen | Hazard | Ket | Pengelolaan |
| Alumina | Mudah Meledak | | Berbahaya jika tertelan dan terhirup. Menyebabkan iritasi pada kulit dan mata. Jika terhirup, pindah ke udara segar. Bila tertelan segera basuh mulut dengan air. Jika terkena kulit cuci bersih dengan sabun dan air. Jika terkena mata jangan di gosok. Bersihkan/bilas dengan air. Dapatkan perhatian medis segera. |
| | Mudah terbakar | | |
| | Beracun | ✓ | |
| | Korosif | | |
| | Iritasi | ✓ | |
| | Oksidasi | | |
| | Radioaktif | | |

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas merupakan suatu usaha untuk mempertahankan mutu atau kualitas dari barang atau produk yang dihasilkan, agar sesuai dengan spesifikasi produk yang telah ditetapkan berdasarkan kebijakan perusahaan. Untuk mencapai standar kualitas produk dibutuhkan sumber bahan baku berkualitas tinggi dan pemantauan serta pengendalian proses yang ada untuk memastikan produk memiliki kualitas tinggi yang dapat bersaing di pasar. Pengendalian kualitas dalam suatu perusahaan manufaktur dilakukan secara bertahap meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk mengetahui seberapa baik kualitas bahan baku yang digunakan memenuhi

spesifikasi yang ditetapkan untuk proses tersebut. Bahan baku urea yang berwujud prill dengan kemurnian 99,3% berat disimpan di silo. Penyimpanan dilakukan pada suhu kamar dan tekanan 1 atm. Proses yang ada harus dipantau dan dikontrol untuk mendapatkan standar kualitas produk baik. Kontrol dan monitoring proses produksi dilakukan dengan menggunakan data pengendalian secara terpusat di *control room* dan secara *automatic* melalui beberapa *controller*. Jika unit kontrol menyimpang dari *setpoint*, baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control* atau suhu operasi, maka secara otomatis *controller* akan mengambil tindakan untuk memperbaiki penyimpangan tersebut.

Beberapa kontrol yang dijalankan yaitu:

- a) Kontrol terhadap tinggi cairan dalam tangka (*level control*)
- b) Kontrol terhadap aliran bahan baku produk (*flow rate*)
- c) Kontrol terhadap kondisi operasi (*temperature control*)

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses berfokus pada proses produksi. Untuk memastikan produk berkualitas tinggi diperlukan proses produksi yang sesuai dengan standar atau SOP yang telah ditetapkan seperti suhu, tekanan, dan parameter lainnya. Sebelum proses dilakukan, bahan baku mengalami perlakuan khusus sebelum dimasukkan ke dalam reaktor. Suhu urea pada *melter* dinaikkan pada suhu 135°C hingga urea meleleh kemudian direaksikan ke dalam reaktor. Pada umumnya pelaksanaan

pengendalian kualitas proses di dalam perusahaan dipisahkan menjadi

3 tahap:

- a) Tahap persiapan.
- b) Tahap pengendalian proses.
- c) Tahap pemeriksaan akhir.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

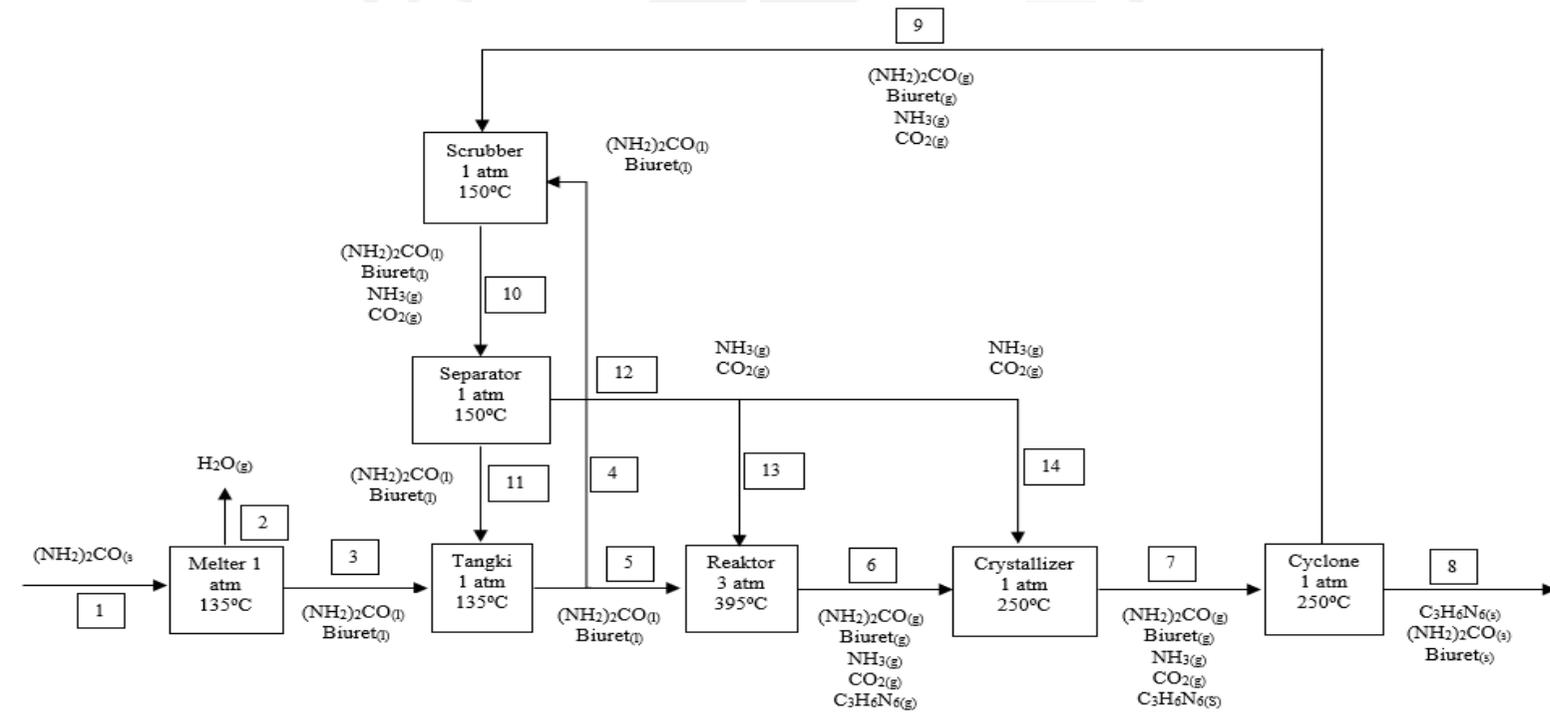
Untuk menjaga dan memperoleh produk yang sesuai dengan standar yang telah ditetapkan maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan sistem kontrol.

Perusahaan harus mengambil tindakan yang tepat untuk masalah kerusakan produk dan peningkatan kualitas produk akhir serta untuk kelangsungan hidup perusahaan tersebut. Oleh sebab itu perusahaan diharuskan mencari dan mengumpulkan berbagai informasi mengenai keluhan konsumen untuk dianalisa agar pada proses berikutnya produk dapat lebih dipertanggung jawabkan.

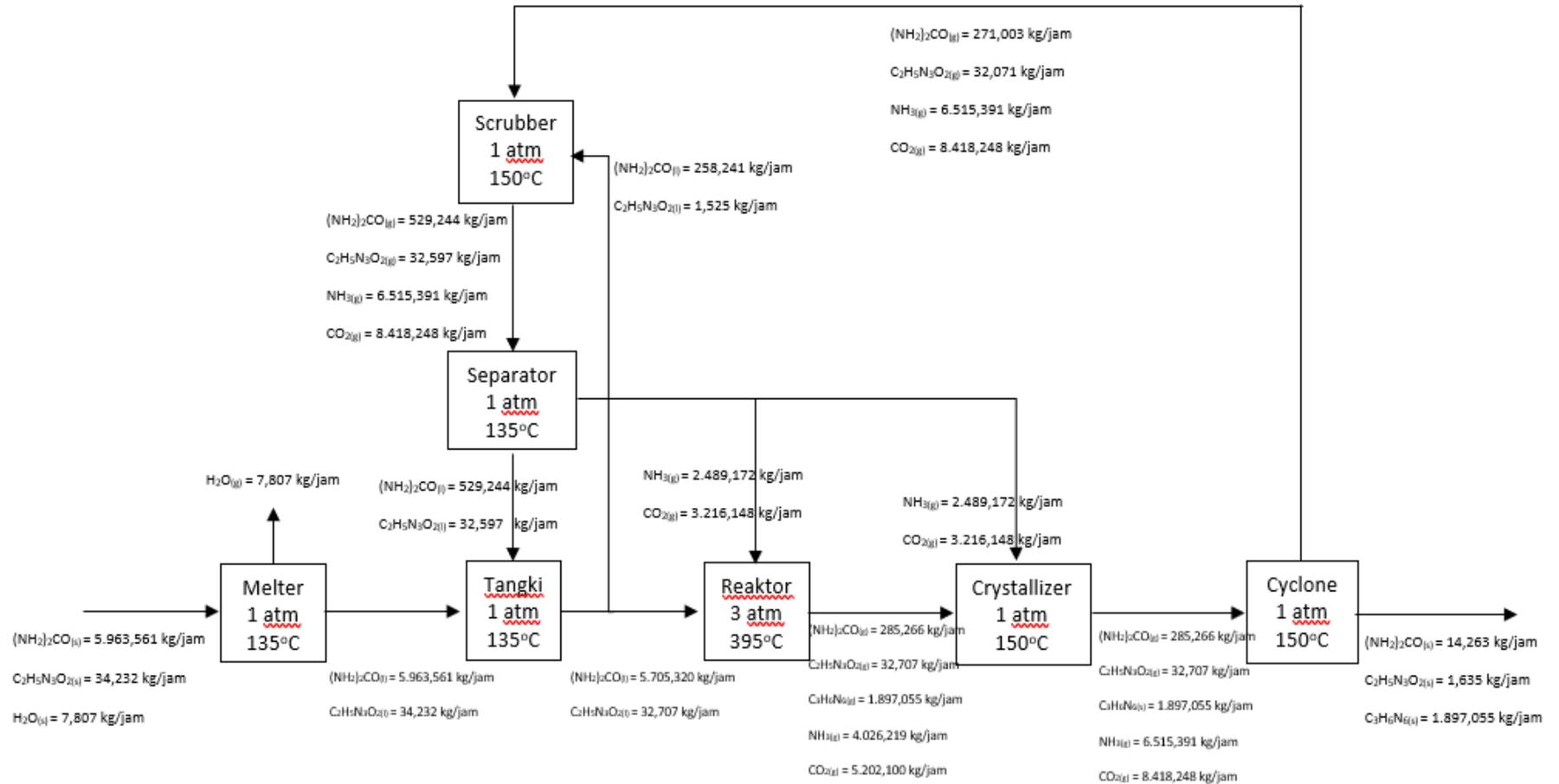
BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses dan Material



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

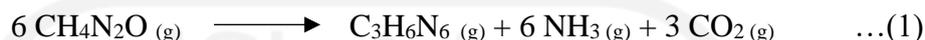


Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

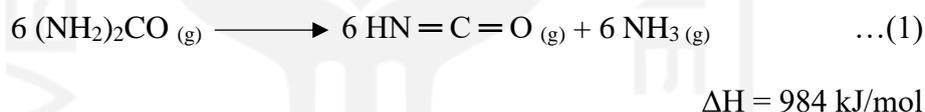
3.2.1 Dasar Reaksi

Melamin dapat dibuat dari urea pada suhu 390 - 410°C yang merupakan reaksi dekomposisi urea.

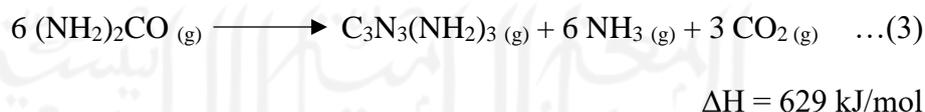
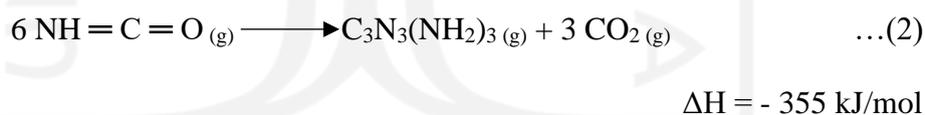


Reaksi pembentukan Melamin dari Urea melalui dua tahap reaksi yaitu dekomposisi urea menjadi asam *isocyanat* dan amonia, tahap kedua asam *isocyanat* berubah menjadi melamin dan karbondioksida. Pada proses ini digunakan katalis alumina (Al_2O_3). Mekanisme reaksinya adalah sebagai berikut:

1. Dekomposisi urea menjadi asam *isocyanat* dan amonia



2. Asam *isocyanat* berubah menjadi melamin dan karbondioksida



Reaksi totalnya adalah endotermis dengan $\Delta H = 629 \text{ kJ/mol}$, reaksi tersebut berlangsung pada fase gas dengan bantuan katalis berfase padat.

Proses pembuatan melamin dengan bahan baku urea dijalankan pada kondisi :

Reaktor : *Fluidized Bed Reactor*

Suhu : 395°C

Tekanan : 3 atm

Katalis : Al_2O_3

3.2.2 Langkah Proses

Proses pembuatan melamin dengan bahan baku urea terbagai menjadi tiga tahap, antara lain:

1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku urea yang berbentuk prill dengan kemurnian 99,3% berat disimpan di Silo. Penyimpanan dilakukan pada suhu kamar dan tekanan 1 atm. Dari silo, urea prill diumpankan ke *melter* untuk dilelehkan pada suhu 135°C dengan tekanan 1 atm. Pada kondisi ini urea meleleh dan kandungan airnya akan menguap. Lelehan urea dari *melter* dipompa ke tangki, kemudian dialirkan ke dua tempat, yaitu, *scrubber* dan reaktor.

2. Tahap Reaksi

Urea cair pada suhu 135°C dimasukkan ke dalam reaktor *fluidized bed* dan terdispersi kedalam partikel-partikel katalis yang terfluidisasi karena aliran *fluidizing gas* dari bawah reaktor. *Fluidizing gas* berupa campuran gas amonia dan karbondioksida diperoleh dari *off-gas* yang dihasilkan dari hasil reaksi pembentukan melamin yang dipisahkan dalam *scrubber*. *Fluidizing gas* dari *separator* dialirkan dan dinaikkan

tekanannya menggunakan kompresor dari 1 atm menjadi 3 atm kemudian dipanaskan sampai suhu 395°C, selanjutnya digunakan sebagai *fluidizing gas* pada reaktor. Reaktor beroperasi pada suhu 395°C dan tekanan 3 atm, dan menggunakan katalis alumina, dimana reaksi yang terjadi berlangsung secara endotermis. Kebutuhan panas reaksi disuplai dari lelehan garam yang dialirkan melalui *coil* di dalam reaktor. Di dalam reaktor terjadi penguraian urea menjadi melamin, amonia dan karbondioksida. Konversi yang diperoleh sebesar 95% dan *yield* 95%. Gas hasil reaksi keluar reaktor pada suhu 395°C dan tekanan 3 atm berupa campuran gas melamin, amonia, karbondioksida, biuret dan urea yang tidak bereaksi.

3. Tahap Separasi Produk

Gas hasil reaksi keluar dari reaktor kemudian dialirkan ke *crystallizer* untuk mengkristalkan gas melamin. Melamin mengkristal dengan kemurnian 99,2%. Kristal melamin dan gas-gas hasil reaksi keluar *desublimier/crystallizer* dialirkan menuju cyclone.

Didalam cyclone terjadi proses pemisahan antara padatan kristal dengan *off gas* dimana semua kristal yang terbentuk dapat dipisahkan sebagai produk. Kemudian disimpan dalam silo untuk selanjutnya siap untuk dipasarkan. Gas yang keluar dari *cyclone* sebagai *off gas* dialirkan menggunakan *blower* menuju *scrubber*. Di dalam *scrubber* gas yang disemprotkan akan melewati *liquid* penjerap dan *liquid* akan menjerap gas sehingga gas yang keluar

scrubber akan lebih bersih, dimana *liquid* penjerap berupa urea cair dari tangki. Sedangkan gas yang tidak terjerap akan keluar *scrubber* yang nantinya digunakan sebagai pendingin pada *crystallizer* dan digunakan sebagai *fluidizing gas* pada reaktor.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Alat Besar

3.3.1.1 *Melter (M-01)*

| | |
|-------------|--|
| Kode | : M-01 |
| Fungsi | : Melelehkan padatan urea menjadi urea cair |
| Jenis | : Tangki berpengaduk dengan tutup <i>flanged and dished head (torispherical)</i> |
| Jumlah | : 1 unit |
| Bahan | : <i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i> |
| Kondisi | : Suhu : 135°C Tekanan : 1 atm |
| Spesifikasi | |

Diameter : 1,268 m

Tinggi : 1,792 m

Volume : 1,602 m³

Tebal shell : 0,188 in

Tebal head : 0,188 in

Jumlah pengaduk : 1

Power pengaduk : 15 HP

3.3.1.2 Reaktor (R-01)

Kode : R-01

Fungsi : Mereaksikan urea menjadi melamin, amonia dan karbondioksida

Jenis : *Fluidized Bed Reaktor*

Jumlah : 1 unit

Bahan : *Stainless Steel SA-283 Grade C*

Kondisi : Suhu : 395°C

Tekanan : 3 atm

Spesifikasi

Tinggi Total Reaktor : 14,245 m

Transport Disengaging Height (TDH) : 4,533 m

Tinggi Zona Reaksi (Lt) : 8,372 m

Tinggi Head Total (Lh) : 1,341 m³

Diameter *Freeboard* (Df) : 3,683 m

Diameter Zona Reaksi (Dt) : 2,222 m

3.3.1.3 Crystallizer (CR-01)

Kode : CR-01

Fungsi : Mengkristalkan melamin dari gas keluaran Reaktor

Jenis : *Stirred Tank Crystallizer*

Jumlah : 1 unit

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi : Suhu : 250°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

Diameter : 1,071 m

Tinggi : 2,186 m

Tebal *shell* : 0,188 in

Diameter Pengaduk : 0,607 m

Kecepatan Pengaduk : 155 rpm

Jumlah pengaduk : 1

Power pengaduk : 1,5 HP

3.3.1.4 *Cyclone (CY-01)*

Kode : CY-01

Fungsi : Memisahkan partikel padatan katalis yang terikut dalam gas hasil reaksi

Jumlah : 1 unit

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi : Suhu : 395°C

Tekanan : 3 atm

Spesifikasi

Diameter : 0,516 m

Diameter *Outlet Gas* : 0,258 m

Diameter *Outlet* Padatan : 0,193 m
 Tinggi Cyclone : 2,062 m
Pressure Drop : 1,682 atm

3.3.1.5 *Cyclone (CY-02)*

Kode : CY-02
 Fungsi : Memisahkan partikel padatan (Melamin) dengan gas
 (Urea, Biuret, Amonia, dan Karbondioksida)
 Jumlah : 1 unit
 Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
 Kondisi : Suhu : 250°C
 Tekanan : 1 atm
 Spesifikasi
 Diameter : 0,768 m
 Diameter *Outlet* Gas : 0,384 m
 Diameter *Outlet* Padatan : 0,288 m
 Tinggi Cyclone : 3,037 m
Pressure Drop : 0,348 atm

3.3.1.6 *Scrubber (SC-01)*

Kode : SC-01
 Fungsi : Mengambil gas *cycle* dari Cyclone-02 untuk
 dikembalikan ke Tangki

Jenis : *Silinder Vertikal*

Jumlah : 1 unit

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi : Suhu : 150°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

Luas Penampang : 4,581 m²

Diameter : 3,048 m

Tinggi : 7,315 m

Tebal *Shell* : 0,188 in

Tebal *Head* : 0,188 in

3.3.1.7 Separator (SP-01)

Kode : SP-01

Fungsi : Memisahkan campuran gas (Amonia dan Karbondioksida) dan cairan (Urea dan Biuret) dari Scrubber

Jenis : *Silinder Vertikal dengan tutup dan dasar Ellipsoidal*

Jumlah : 1 unit

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi : Suhu : 150°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

Diameter : 1,519 m

Tinggi : 2,000 m

Tebal *Shell* : 0,188 inTebal *Head* : 0,188 in**3.3.2 Alat Penyimpanan Bahan****3.3.2.1 Silo (SL-01)**

Kode : SL-01

Fungsi : Menyimpan bahan baku padatan urea selama 7 hari

Jenis : Silinder tegak dengan *Conical Bottom* dan *flat head*

Jumlah : 1 unit

Bahan : *Carbon Steel SA-299 Grade A*

Kondisi : Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

Diameter Silo : 5,876 m

Diameter Konis : 1,331 m

Tinggi : 14,025 m

Tebal *Shell* : 0,250 inTebal *Bottom* : 0,312 m

3.3.2.2 Silo (SL-02)

Kode : SL-02

Fungsi : Menyimpan produk padatan Melamin selama 7 hari

Jenis : Silinder tegak dengan *Conical Bottom* dan *Flat Head*

Jumlah : 1 unit

Bahan : *Carbon Steel SA-299 Grade A*

Kondisi : Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

Diameter Silo : 3,385 m

Diameter Konis : 0,053 m

Tinggi : 8,437 m

Tebal *Shell* : 0,250 m

Tebal *Bottom* : 0,312 m

3.3.2.3 Tangki (T-01)

Kode : T-01

Fungsi : Tempat menampung urea cair sementara

Jenis : Silinder dengan *Flat Bottom* dan *Torispherical Head*

Jumlah : 1 unit

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi : Suhu : 135°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

Volume : 3,304 m³

Diameter : 3,304 m

Tinggi : 7,315 m

Jenis Jacket : Pendingin

Course Plate : 4Tebal *Shell* :*Course 1* : 0,188 in*Course 2* : 0,188 in*Course 3* : 0,188 in*Course 4* : 0,188 inTebal *Head* : 0,188 inTinggi *Head* : 0,099 m

Tinggi Total : 7,414 m

3.3.3 Alat Transportasi Bahan**3.3.3.1 Pompa 1**

Kode : P-01

Fungsi : Memompa urea cair dari *Melter (M-01)* menuju
Tangki Penyimpanan (T-01)Tipe : *Single Stage Centrifugal Pump*Impeller : *Mixed Flow Impellers*

Jumlah : 1 Unit

Spesifikasi Pipa

- a. OD : 2,380 in
- b. ID : 2,067 in
- c. IPS : 2 in
- d. *Flow Area* : 3,350 in²

Spesifikasi Pompa

- a. Kapasitas : 5,408 m³/jam
- b. Daya : 0,050 HP
- c. Putaran : 3.085,652 rpm

3.3.3.2 Pompa 2

Kode : P-02

Fungsi : Memompa urea cair dari Tangki Penyimpanan (T-01) menuju Reaktor (R-01)

Tipe : *Multi Stage Centrifugal Pump*

Impeller : *Radial Flow Impellers*

Jumlah : 1 Unit

Spesifikasi Pipa

- a. OD : 2,380 in
- b. ID : 2,067 in
- c. IPS : 2 in

d. *Flow Area* : 3,350 in²

Spesifikasi Pompa

a. Kapasitas : 5,174 m³/jam

b. Daya : 0,125 HP

c. Putaran : 379,802 rpm

3.3.3.3 Pompa 3

Kode : P-03

Fungsi : Memompa urea cair dari Tangki Penyimpanan (T-01) menuju Scrubber (SC-01)

Tipe : *Single Stage Centrifugal Pump*

Impeller : *Radial Flow Impellers*

Jumlah : 1 Unit

Spesifikasi Pipa

a. OD : 0,840 in

b. ID : 0,622 in

c. IPS : 0,5 in

d. *Flow Area* : 0,304 in²

Spesifikasi Pompa

a. Kapasitas : 0,234 m³/jam

b. Daya : 0,050 HP

c. Putaran : 688,454 rpm

3.3.3.4 Pompa 4

Kode : P-04

Fungsi : Memompa urea cair dari Separator (SP-01) menuju Tangki Penyimpanan (T-01)

Tipe : *Single Stage Centrifugal Pump*

Impeller : *Radial Flow Impellers*

Jumlah : 1 Unit

Spesifikasi Pipa

a. OD : 1,050 in

b. ID : 0,824 in

c. IPS : 0,75 in

d. *Flow Area* : 0,534 in²

Spesifikasi Pompa

a. Kapasitas : 0,518 m³/jam

b. Daya : 0,050 HP

c. Putaran : 982,930 rpm

3.3.3.5 Blower 1

Kode : BL-01

Fungsi : Mengalirkan gas hasil keluaran *Cyclone (CY-01)*
menuju *Scrubber (SC-01)*

Tipe : *Centrifugal Blower*

Jumlah : 1 Unit

Suhu : 250 °C

Tekanan : 1 atm

Kapasitas : 414,024 m³/min

Efisiensi : 83%

Daya : 3 HP

3.3.3.6 *Blower 2*

Kode : BL-02

Fungsi : Mengalirkan gas hasil keluaran Separator (SP-01)
menuju *Crystallizer (CR-01)*

Tipe : *Centrifugal Blower*

Jumlah : 1 Unit

Suhu : 150 °C

Tekanan : 1 atm

Kapasitas : 126,876 m³/min

Efisiensi : 80%

Daya : 1 HP

3.3.3.7 *Blower 3*

Kode : BL-03
 Fungsi : Mengalirkan hasil keluaran *Crystallizer* (CR-01) menuju *Cyclone* (CY-01)

Tipe : *Centrifugal Blower*

Jumlah : 1 Unit

Suhu : 250 °C

Tekanan : 1 atm

Kapasitas : 182,817 m³/min

Efisiensi : 80%

Daya : 1,5 HP

3.3.3.8 **Kompresor**

Kode : C-01

Fungsi : Mengalirkan dan menaikkan tekanan gas NH₃ dan CO₂ keluaran Separator (SP-01) menuju *Fluidized*

Bed Reaktor (R-01)

Jenis : Centrifugal

Jumlah : 1 Unit

Kondisi Operasi

Tekanan Masuk : 1 atm

Tekanan Keluar : 3 atm

Suhu Masuk : 150°C

Suhu Keluar : 319°C Spesifikasi

Kapasitas : 7.611,770 m³/jam

Jumlah *Stage* : 1

Power : 0,503 HP

3.3.3.9 *Expansion Valve*

Kode : EV-01

Fungsi : Mengalirkan dan menurunkan tekanan gas hasil keluaran *Fluidized Bed Reactor* (R-01) menuju *Crystallizer* (CR-01)

Tipe : *Globe Valve Open*

Jumlah : 1 Unit

Kondisi Operasi

Tekanan Masuk : 3 atm

Tekanan Keluar : 1 atm

Suhu : 395°C

Spesifikasi

Kapasitas : 11.443,347 kg/jam

OD : 14 in

ID : 13,25 in

Flow Rate : 138 in²

3.3.3.10 *Screw Conveyor 1*

Kode : SCV-01
 Fungsi : Mengangkut bahan baku Urea padatan dari Silo (SL-01) menuju *Melter* (M-01)

Jenis : *Horizontal Screw Conveyor*

Jumlah : 1 Unit

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Kapasitas : 2,052 ton/jam

Diameter *Screw* : 0,229 m

Diameter Pipa : 0,064 m

Speed : 40 rpm

Panjang : 4,572 m

Daya : 0,43 HP

3.3.3.11 *Cooling Screw Conveyor 1*

Kode : CSCV

Fungsi : Mengangkut produk Melamin padatan untuk didinginkan dari *Cyclone* (CY-01) menuju Silo (SL-02)

Jenis : *Horizontal Screw Conveyor*

Jumlah : 1 Unit

Suhu : 30°C

| | |
|-----------------------|--------------------------|
| Tekanan | : 1 atm |
| Kapasitas | : 0,583 ton/jam |
| Diameter <i>Screw</i> | : 0,229 m |
| Diameter Pipa | : 0,064 m |
| <i>Speed</i> | : 40 rpm |
| Panjang | : 4,572 m |
| Daya | : 0,43 HP |
| Jaket Pendingin | |
| Media pendingin | : air (H ₂ O) |
| Tebal Jaket | : 0,188 in |
| Panjang Jaket | : 4,115 m |
| Diameter Dalam Jaket | : 0,243 m |

3.3.4 Alat Penukar Panas

3.3.4.1 *Heater 1*

Kode : HE-02

Fungsi : Menaikkan temperatur dari Separator (SP-01) menuju Reaktor (R-01) dari 319°C menjadi 395°C

Jumlah : 1 Unit

Tipe : *Double Pipe*

Jumlah *hairpin* : 6 buah

Panjang *hairpin* : 20 ft

Annulus: Hot Fluid (Steam)

| | | |
|---------------------|---------|---------------------|
| IPS | : 4 | in |
| OD | : 4,5 | in |
| ID | : 4,026 | in |
| <i>Flow Area</i> | : 3,140 | in ² |
| <i>Surface Area</i> | : 1,178 | ft ² /ft |

Inner Pipe: Cold Fluid (Gases)

| | | |
|---------------------|----------|----------------------------|
| IPS | : 3 | in |
| OD | : 3,5 | in |
| ID | : 3,068 | in |
| <i>Flow Area</i> | : 7,380 | in ² |
| <i>Surface Area</i> | : 0,917 | ft ² /ft |
| A | : 36,680 | ft |
| Ud | : 6,120 | Btu/hr.ft ² .°F |
| Uc | : 6,535 | Btu/hr.ft ² .°F |
| Rd | : 0,010 | |
| Rd min | : 0,001 | |

3.3.4.2 Cooler 1

| | |
|--------|---|
| Kode | : CL-01 |
| Fungsi | :Menurunkan temperatur gas urea, biuret, ammonia, dan karbondioksida dari <i>Cyclone</i> (CY-01) menuju Scrubber (SC-01) dari 250°C menjadi 150°C |

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Jumlah *hairpin* : 1 buah

Panjang *hairpin* : 12 ft

Annulus: Cold Fluid (Gases)

IPS : 4 in

Sch. No : 40

Flow area : 3,140 in²

OD : 4,500 in

ID : 4,026 in

Surface area : 1,178 ft²/ft

Inner Pipe: Hot Fluid (Steam)

IPS : 3 in

Sch. No : 40

Flow area : 3,140 in²

OD : 3,500 in

ID : 3,068 in

Surface area : 0,917 ft²/ft

A : 44,016 ft²

Ud : 1,326 Btu/hr.ft².°F

Uc : 45,691 Btu/hr.ft².°F

Rd : 0,732 Btu/hr.ft².°F

Rd min : 0,003 Btu/hr.ft².°F

Jumlah alat : 1 Unit

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.1 Neraca Massa Total

| Komponen | Input (kg/jam) | Output (kg/jam) | | |
|--|-------------------|------------------|----------|-----------|
| | Arus 1 | Arus 2 | Arus 8 | Arus 15 |
| <i>Urea (CH₄N₂O)</i> | 27.560,40 | 0 | 66,45 | 0 |
| <i>Biuret (C₂H₅N₃O₂)</i> | 279,80 | 0 | 13,49 | 0 |
| <i>Melamine (C₃H₆N₆)</i> | 0 | 0 | 8.838,38 | 0 |
| <i>Water (H₂O)</i> | 139,90 | 139,90 | 0 | 0 |
| <i>Ammonia (NH₃)</i> | 0 | 0 | 0 | 7.568,75 |
| <i>Carbondioksida (CO₂)</i> | 0 | 0 | 0 | 11.353,12 |
| Sub Total | 27.980,10 | 139,90 | 8.918,33 | 18.921,87 |
| Total | 27.980,10 | 27.980,10 | | |

3.4.2 Neraca Massa Alat

Tabel 3.2 Neraca Massa *Melter*

| Komponen | Input (kg/jam) | Output (kg/jam) | |
|--|----------------|------------------|-----------|
| | Arus 1 | Arus 2 | Arus 3 |
| <i>Urea (CH₄N₂O)</i> | 27.560,40 | 0 | 27.560,40 |
| <i>Biuret (C₂H₅N₃O₂)</i> | 279,80 | 0 | 279,80 |
| <i>Melamine (C₃H₆N₆)</i> | 0 | 0 | 0 |
| <i>Water (H₂O)</i> | 139,90 | 139,90 | 0 |
| <i>Ammonia (NH₃)</i> | 0 | 0 | 0 |
| <i>Carbondioksida (CO₂)</i> | 0 | 0 | 0 |
| Sub Total | 27.980,10 | 139,90 | 27.840,20 |
| Total | | 27.980,10 | |

Tabel 3.3 Neraca Massa Tangki

| Komponen | Input (kg/jam) | | Output (kg/jam) |
|--|------------------|---------|------------------|
| | Arus 3 | Arus 11 | Arus 5' |
| <i>Urea (CH₄N₂O)</i> | 27.560,40 | 481,20 | 28.041,60 |
| <i>Biuret (C₂H₅N₃O₂)</i> | 279,80 | 58,42 | 338,22 |
| <i>Melamine (C₃H₆N₆)</i> | 0 | 0 | 0 |
| <i>Water (H₂O)</i> | 0 | 0 | 0 |
| <i>Ammonia (NH₃)</i> | 0 | 0 | 0 |
| <i>Carbondioksida (CO₂)</i> | 0 | 0 | 0 |
| Sub Total | 27.840,20 | 539,62 | 28.379,82 |
| Total | 28.379,82 | | |

Tabel 3.4 Neraca Massa Reaktor

| Komponen | Input (kg/jam) | | Output (kg/jam) |
|--|------------------|-----------|------------------|
| | Arus 5 | Arus 13 | Arus 6 |
| <i>Urea (CH₄N₂O)</i> | 26.581,10 | 0 | 1.329,05 |
| <i>Biuret (C₂H₅N₃O₂)</i> | 269,86 | 0 | 269,86 |
| <i>Melamine (C₃H₆N₆)</i> | 0 | 0 | 8.838,38 |
| <i>Water (H₂O)</i> | 0 | 0 | 0 |
| <i>Ammonia (NH₃)</i> | 0 | 11.597,06 | 18.758,17 |
| <i>Carbondioksida (CO₂)</i> | 0 | 14.984,04 | 24.236,59 |
| Sub Total | 26.850,96 | 26.581,10 | 53.432,06 |
| Total | 53.432,06 | | |

Tabel 3.5 Neraca Massa *Crystallizer*

| Komponen | Input (kg/jam) | | Output (kg/jam) |
|--|------------------|-----------|------------------|
| | Arus 6 | Arus 14 | Arus 7 |
| <i>Urea (CH₄N₂O)</i> | 1.329,05 | 0 | 1.329,05 |
| <i>Biuret (C₂H₅N₃O₂)</i> | 269,86 | 0 | 269,86 |
| <i>Melamine (C₃H₆N₆)</i> | 8.838,38 | 0 | 8.838,38 |
| <i>Water (H₂O)</i> | 0 | 0 | 0 |
| <i>Ammonia (NH₃)</i> | 18.758,17 | 11.597,06 | 30.355,22 |
| <i>Carbondioksida (CO₂)</i> | 24.236,59 | 14.984,04 | 39.220,64 |
| Sub Total | 53.432,06 | 26.581,10 | 80.013,16 |
| Total | 80.013,16 | | |

Tabel 3.6 Neraca Massa *Cyclone*

| Komponen | Input (kg/jam) | Output (kg/jam) | |
|--|------------------|------------------|----------|
| | Arus 7 | Arus 9 | Arus 8 |
| <i>Urea (CH₄N₂O)</i> | 1.329,05 | 1.262,60 | 66,45 |
| <i>Biuret (C₂H₅N₃O₂)</i> | 269,86 | 256,37 | 13,49 |
| <i>Melamine (C₃H₆N₆)</i> | 8.838,38 | 0 | 8.838,38 |
| <i>Water (H₂O)</i> | 0 | 0 | 0 |
| <i>Ammonia (NH₃)</i> | 30.355,22 | 30.355,22 | 0 |
| <i>Carbondioksida (CO₂)</i> | 39.220,64 | 39.220,64 | 0 |
| Sub Total | 80.013,16 | 71.094,83 | 8.918,33 |
| Total | | 80.013,16 | |

Tabel 3.7 Neraca Masa *Scrubber*

| Komponen | Input (kg/jam) | | Output (kg/jam) |
|--|------------------|----------|------------------|
| | Arus 9 | Arus 4 | Arus 10 |
| <i>Urea (CH₄N₂O)</i> | 1.262,60 | 1.460,50 | 2.723,10 |
| <i>Biuret (C₂H₅N₃O₂)</i> | 256,37 | 68,36 | 324,73 |
| <i>Melamine (C₃H₆N₆)</i> | 0 | 0 | 0 |
| <i>Water (H₂O)</i> | 0 | 0 | 0 |
| <i>Ammonia (NH₃)</i> | 30.355,22 | 0 | 30.355,22 |
| <i>Carbondioksida (CO₂)</i> | 39.220,64 | 0 | 39.220,64 |
| Sub Total | 71.094,83 | 1.528,87 | 72.623,69 |
| Total | 72.623,69 | | |

Tabel 3.8 Neraca Masa Separator

| Komponen | Input (kg/jam) | Output (kg/jam) | |
|--|------------------|-----------------|-----------|
| | Arus 10 | Arus 11 | Arus 12 |
| <i>Urea (CH₄N₂O)</i> | 2.723,10 | 2.723,10 | 0 |
| <i>Biuret (C₂H₅N₃O₂)</i> | 324,73 | 324,73 | 0 |
| <i>Melamine (C₃H₆N₆)</i> | 0 | 0 | 0 |
| <i>Water (H₂O)</i> | 0 | 0 | 0 |
| <i>Ammonia (NH₃)</i> | 30.355,22 | 0 | 30.355,22 |
| <i>Carbondioksida (CO₂)</i> | 39.220,64 | 0 | 39.220,64 |
| Sub Total | 72.623,69 | 2.508,21 | 69.575,86 |
| Total | 72.623,69 | | |

3.5 Neraca Panas

Tabel 3.9 Neraca Panas *Melter*

| <i>MELTER</i> | | |
|---------------|---------------------|---------------------|
| Komponen | <i>Input</i> | <i>Output</i> |
| | kJ/Jam | |
| Q in | 222.976,10 | - |
| Q out | - | 7.398.288,11 |
| Q pemanas | 7.175.312,01 | - |
| Total | 7.398.288,11 | 7.398.288,11 |

Tabel 3.10 Neraca Panas Reaktor

| <i>FLUIDIZED BED REACTOR</i> | | |
|------------------------------|----------------------|----------------------|
| Komponen | <i>Input</i> | <i>Output</i> |
| | ΔH in | ΔH out |
| kJ/Jam | | |
| $\Delta H1 + \Delta H2$ | 19.609.537,77 | - |
| $\Delta H3$ | - | 28.154.030,11 |
| ΔHR | 146.399,60 | - |
| Q pemanas | - | -8.398.092,75 |
| Total | 19.755.937,37 | 19.755.937,37 |

Tabel 3.11 Neraca Panas *Crystallizer*

| <i>CRYSTALLIZER</i> | | |
|---------------------|---------------------|---------------------|
| Komponen | <i>Input</i> | <i>Output</i> |
| | kJ/Jam | |
| Q in | 6.383.263,53 | - |
| Q out | - | 2.807.252,90 |
| Q lepas | - | 3.576.010,62 |
| Total | 6.383.263,53 | 6.383.263,53 |

Tabel 3.12 Neraca Panas *Scrubber*

| <i>SCRUBBER</i> | | |
|-----------------|---------------------|---------------------|
| Komponen | <i>Input</i> | <i>Output</i> |
| | kJ/Jam | |
| Q in | 2.877.773,82 | - |
| Q out | - | 2.846.220,11 |
| Q lepas | - | 31.553,70 |
| Total | 2.877.773,82 | 2.877.773,82 |

Tabel 3.13 Neraca Panas Separator

| SEPARATOR | | |
|--------------|---------------------|---------------------|
| Komponen | <i>Input</i> | <i>Output</i> |
| | kJ/Jam | |
| Q in | 2.915.573,49 | - |
| Q out | - | 2.554.357,50 |
| Q lepas | - | 361.215,99 |
| Total | 2.915.573,49 | 2.915.573,49 |

Tabel 3.14 Neraca Panas Kompresor

| KOMPRESOR | | |
|--------------|----------------------|----------------------|
| Komponen | <i>Input</i> | <i>Output</i> |
| | kJ/Jam | |
| Q in | 5.753.328,20 | - |
| Q out | - | 12.303.334,22 |
| Q kompresi | 6.550.006,02 | - |
| Total | 12.303.334,22 | 12.303.334,22 |

Tabel 3.15 Neraca Panas *Cooling Screw Conveyor*

| <i>COOLING SCREW CONVEYOR</i> | | |
|-----------------------------------|----------------------|----------------------|
| Komponen | <i>Input</i> | <i>Output</i> |
| | kJ/Jam | |
| Q in | 10.940.387,46 | - |
| Q out | - | 10.908.679,91 |
| Q pendingin | - | 31.707,55 |
| Total | 10.940.387,46 | 10.940.387,46 |

Tabel 3.16 Neraca Panas *Heater*

| <i>HEATER 1</i> | | |
|-----------------|-------------------|-------------------|
| Komponen | <i>Input</i> | <i>Output</i> |
| | kJ/Jam | |
| Q in | 295.004,04 | - |
| Q out | - | 382.246,60 |
| Q pemanas | 87.242,56 | - |
| Total | 382.246,60 | 382.246,60 |

Tabel 3.17 Neraca Panas *Cooler*

| <i>COOLER</i> | | |
|---------------|----------------------|----------------------|
| Komponen | <i>Input</i> | <i>Output</i> |
| | kJ/Jam | |
| Q in | 24.169.787,14 | - |
| Q out | - | 12.991.498,33 |
| Q pendingin | - | 11.178.288,80 |
| Total | 24.169.787,14 | 24.169.787,14 |

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik adalah suatu hal yang harus diperhatikan pemilihannya dalam perancangan pabrik untuk memproduksi sebuah produk. Terdapat faktor-faktor penting yang dijadikan sebagai bahan pertimbangan untuk menentukan lokasi pabrik. Faktor-faktor tersebut yaitu sumber bahan baku, area pemasaran, tersedianya transportasi, tenaga kerja, kondisi sosial dan kemungkinan pengembangan di masa yang akan datang.

Setiap pabrik akan memilih lokasi yang berdekatan dengan sumber bahan baku agar saat proses penyaluran bahan tersebut dapat memperoleh transportasi yang layak dengan harga rendah. Area pemasaran juga dipilih untuk lokasi pendirian pabrik industri karena memiliki tujuan agar pada saat pendistribusian produk tersebut akan lebih cepat sampai ke konsumen.

Berdasarkan faktor-faktor yang telah dijelaskan di atas, lokasi pabrik Melamin dipilih di Cikampek, Jawa Barat, Indonesia dengan pertimbangan sebagai berikut:

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer sangat berpengaruh dengan tujuan pabrik industri yaitu proses produksi dan distribusi produk. Faktor-faktor tersebut antara lain:

a. Sumber Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan adalah *Urea* dari PT. Pupuk

Kujang di Cikampek, Jawa Barat. Pemilihan lokasi pabrik ini berdekatan dengan sumber bahan baku agar saat proses penyaluran bahan akan mendapatkan transportasi yang layak untuk ke lokasi pabrik dengan harga pengangkutan yang rendah. Semakin dekat lokasi pabrik dengan sumber bahan baku maka semakin baik dan terjamin bahan baku yang akan didapatkan oleh pabrik.

b. Area Pemasaran

Area pemasaran merupakan salah satu faktor yang sangat mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik. Hal ini bertujuan agar pada saat pendistribusian produk akan lebih cepat sampai ke tangan konsumen, sehingga akan mendapatkan keuntungan dan juga terjaminnya kelangsungan produksi.

c. Transportasi

Transportasi bahan baku dan produk lancar karena di daerah Cikampek mudah dijangkau melalui jalur darat, sehingga minimnya masalah dalam pengiriman bahan baku yang dapat menghambat produksi dan juga distribusi produk ke konsumen.

d. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan faktor penting dalam memilih lokasi sebuah pabrik. Pabrik industri umumnya memerlukan banyak tenaga kerja yang berpendidikan Sekolah Menengah Kejuruan (SMK) atau Sekolah Menengah Atas (SMA) serta sarjana untuk proses produksinya. Dalam perekrutan tenaga kerja ini dapat

diperoleh dari sekitar lokasi pendirian pabrik. Terdapat kriteria lain untuk memenuhi perekrutan tenaga kerja antara lain kedisiplinan dan juga pengalaman kerja yang dijadikan sebagai prioritas. Hal ini bertujuan agar dapat memperoleh tenaga kerja yang kompeten dan berkualitas.

e. Utilitas

Utilitas atau unit pendukung proses merupakan unit yang paling berperan penting dalam menjalankan proses produksi dalam suatu pabrik industri. Unit ini diperlukan untuk menjaga alat-alat produksi agar dapat berjalan dengan normal sehingga kondisi operasi alat tersebut akan tetap terjaga. Jenis unit utilitas yang digunakan dalam pabrik industri antara lain unit penyediaan air, *steam*, listrik, udara tekan, bahan bakar, dan pengolahan limbah.

f. Letak Geografis

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik. Seperti daerah lain di Indonesia yang beriklim tropis dengan temperatur udara berkisar 22°C - 33°C.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder merupakan faktor yang perlu dipertimbangkan untuk pengembangan pabrik industri di masa yang akan datang. Hal ini sangat berpengaruh pada kelanjutan proses produksi dari pabrik industri tersebut. Faktor-faktornya meliputi:

a. Perluasan Area Pabrik

Dalam memilih lokasi, sangat perlu untuk mempertimbangkan daerah pendirian pabrik dengan kemungkinan perluasan area di masa yang akan datang. Jika di sekeliling lokasi tersebut sudah banyak didirikan pabrik, maka salah satu jalan keluarnya adalah membangun gedung bertingkat. Hal ini perlu diperhatikan ketika pabrik industri akan menambah peralatan untuk memperbesar kapasitas.

b. Perizinan

Perizinan adalah suatu hal yang penting dalam mendirikan suatu pabrik industri, sehingga lokasi pabrik harus dipertimbangkan. Lokasi pabrik dipilih di daerah khusus kawasan industri agar mudah dalam mengajukan perizinan pendirian pabrik. Hal-hal penting yang perlu diperhatikan dalam pengaturan tata letak pendirian pabrik antara lain:

- Segi keamanan kerja terpenuhi
- Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman
- Pemanfaatan area tanah harus dilakukan secara efisien
- Transportasi yang baik dan efisien

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia,

demikian juga dengan fasilitas sosial seperti sarana kesehatan, pendidikan, ibadah, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan taraf hidup dan kesejahteraan masyarakat.



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik Melamin

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik ini terdiri dari pengaturan letak mesin, material, personalia, fasilitas pelayanan, dan lain-lain. Dalam menentukan letak pabrik terdapat kelebihan yang akan didapatkan seperti rendahnya biaya pengendalian bahan, berkurangnya kecelakaan karyawan, terjadi keseimbangan dalam proses produksi, gangguan dari mesin berkurang dan ruang yang telah disediakan dimanfaatkan dengan baik.

Tujuan dari tata letak pabrik ini adalah agar proses produksi bekerja secara lancar, efektif, ekonomis dan nyaman. Tata letak pabrik yang disusun dengan baik akan menghemat penggunaan lahan, mengurangi waktu tunggu, menghindari antrian, serta memperlancar distribusi bahan dan pergerakan tenaga kerja selama proses produksi sehingga dapat meningkatkan produktivitas dan kualitas tenaga kerja.

Lahan yang diperlukan sebagai ruangan pada pabrik industri antara lain:

a. Ruang Perkantoran, Laboratorium dan Fasilitas Pendukung

Ruang perkantoran merupakan ruangan pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik untuk melancarkan operasi pabrik industri. Laboratorium merupakan ruang pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan di produksi serta produk yang akan didistribusikan ke konsumen. Fasilitas pendukung untuk tenaga kerja pabrik industri terdiri dari poliklinik, kantin, aula dan masjid.

b. Ruang Proses Produksi dan Kontrol

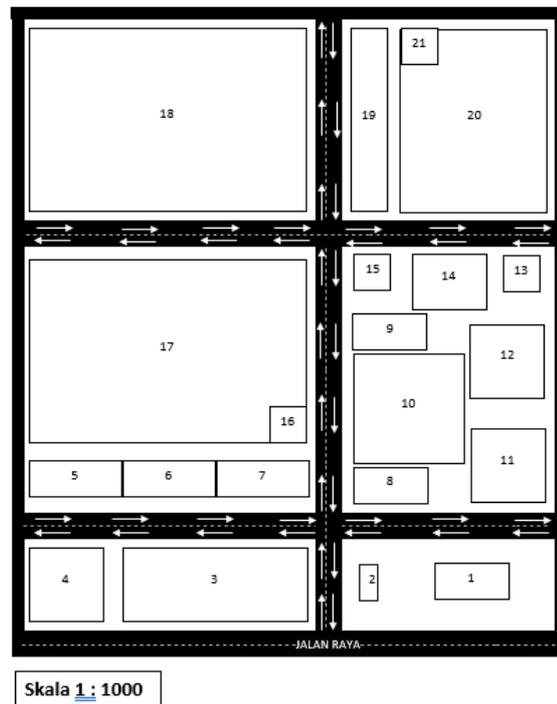
Ruang proses produksi adalah ruangan utama yang di dalamnya terdapat peralatan pengolahan produk dari pabrik, sedangkan ruang kontrol merupakan pusat pengendalian proses produksi berlangsung.

c. Ruang Penyimpanan Produk

Produk yang dihasilkan dan telah dikemas harus diperhatikan penyimpanannya agar pada saat pendistribusian ke konsumen tidak terjadi kerusakan pada produk tersebut. Ruang penyimpanan ini harus bersih, kering, ventilasi yang cukup, tidak terkena matahari secara langsung dan terbebas dari binatang yang dapat merusak produk.

d. Ruang Utilitas dan Pemadam Kebakaran

Ruang utilitas dan pemadam kebakaran adalah pusat penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik yang digunakan sebagai penunjang berlangsungnya proses secara normal serta pemadam kebakaran.



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik

Keterangan:

- | | |
|-------------------------------|---------------------------|
| 1 Taman | 12 Perpustakaan |
| 2 Pos keamanan | 13 Generator |
| 3 Area parkir mobil dan motor | 14 Aula |
| 4 Mess | 15 Kantin |
| 5 Bengkel | 16 Ruang kontrol |
| 6 Gudang peralatan | 17 Area proses |
| 7 Area pemadam kebakaran | 18 Area perluasan |
| 8 Poliklinik | 19 Area parkir truk |
| 9 Laboratorium | 20 Area utilitas |
| 10 Kantor | 21 Unit pembuangan limbah |
| 11 Masjid | |

Adapun tabel perincian luas tanah bangunan pabrik sebagai berikut:

Tabel 4.1 Luas Lokasi Pabrik

| No | Lokasi | Panjang (m) | Lebar (m) | Luas (m ²) |
|----------------------|-----------------------------|-------------|-----------|------------------------|
| 1 | Area Proses | 50 | 75 | 3.750 |
| 2 | Area Utilitas | 50 | 40 | 2.000 |
| 3 | Gudang Peralatan | 10 | 25 | 250 |
| 4 | Bengkel | 10 | 25 | 250 |
| 5 | Area Parkir Mobil dan Motor | 20 | 50 | 1.000 |
| 6 | Area Parkir Truk | 50 | 10 | 500 |
| 7 | Kantor | 30 | 30 | 900 |
| 8 | Aula | 15 | 20 | 300 |
| 9 | Masjid | 20 | 20 | 400 |
| 10 | Kantin | 10 | 10 | 100 |
| 11 | Mess | 20 | 20 | 400 |
| 12 | Area Pemadam kebakaran | 10 | 25 | 250 |
| 13 | Laboratorium | 10 | 20 | 200 |
| 14 | Poliklinik | 10 | 20 | 200 |
| 15 | Perpustakaan | 20 | 20 | 400 |
| 16 | Taman | 10 | 20 | 200 |
| 17 | Area Perluasan | 50 | 75 | 3.750 |
| 18 | Jalan | 55 | 40 | 2.200 |
| 19 | Pos Keamanan | 10 | 5 | 50 |
| Luas Tanah | | | | 17.100 |
| Luas Bangunan | | | | 10.950 |
| Total | | | | 28.050 |

4.3 Tata Letak Mesin / Alat Proses (*Machines Layout*)

Ada beberapa hal yang perlu di perhatikan dalam perancangan tata letak

peralatan proses pada pabrik, yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

3. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Khususnya pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan lay out peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Pertimbangan ekonomi

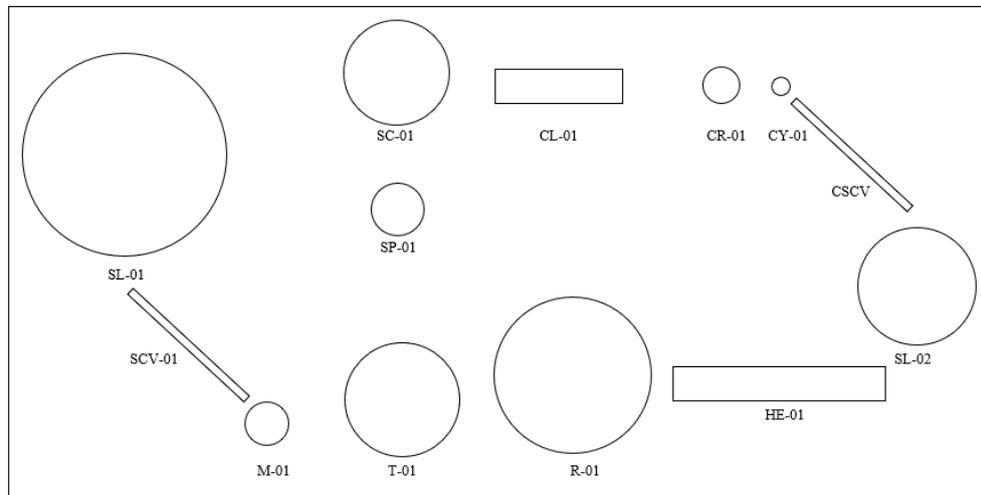
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

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.

Tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
3. Biaya material handling menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk capital yang tidak penting
4. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal
5. Karyawan mendapatkan kepuasan dalam bekerja



Skala 1:100

Gambar 4.3 Tata Letak Mesin

Keterangan:

SL-01 : Silo Bahan Baku Urea

SL-01 : Silo Produk Melamin

SCV : *Screw Conveyor*

CSCV : *Cooling Screw Conveyor*

M-01 : *Melter*

T-01 : *Tangki Urea Melt*

R-01 : *Reaktor Fluidized Bed*

CR-01 : *Crystallizer*

CY-01 : *Cyclone*

SC-01 : *Scrubber*

SP-01 : *Separator*

HE-01 : *Heater*

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Melamin dengan kapasitas 70.000 ton/tahun yang akan didirikan direncanakan mempunyai bentuk perusahaan berupa Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal keperusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan perseroan terbatas adalah didasarkan atas beberapa faktor, antara lain:

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan saham perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pengurus perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah pemegang saham, sedangkan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasi oleh komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf, dan karyawan perusahaan.

5. Efisiensi manajemen pemegang saham dapat memilih orang sebagai dewam komisaris beserta direktur yang cukup dan berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas. Suatu perusahaan perseroan terbatas dapat menarik modal yang besar dari masyarakat, sehingga dapat memperluas usaha.

4.4.2 Struktur Organisasi

Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimaa orang-orang yang mempunyai satu visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan. Struktur organisasi adalah gambaran secara sistematis terhadap tugas dan tanggung jawab serta hubungan antara bagian-bagian dalam perusahaan. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Pemegang Saham
- b. Dewan Komisaris
- c. Direktur Utama
- d. Direktur
- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi
- g. Karyawan

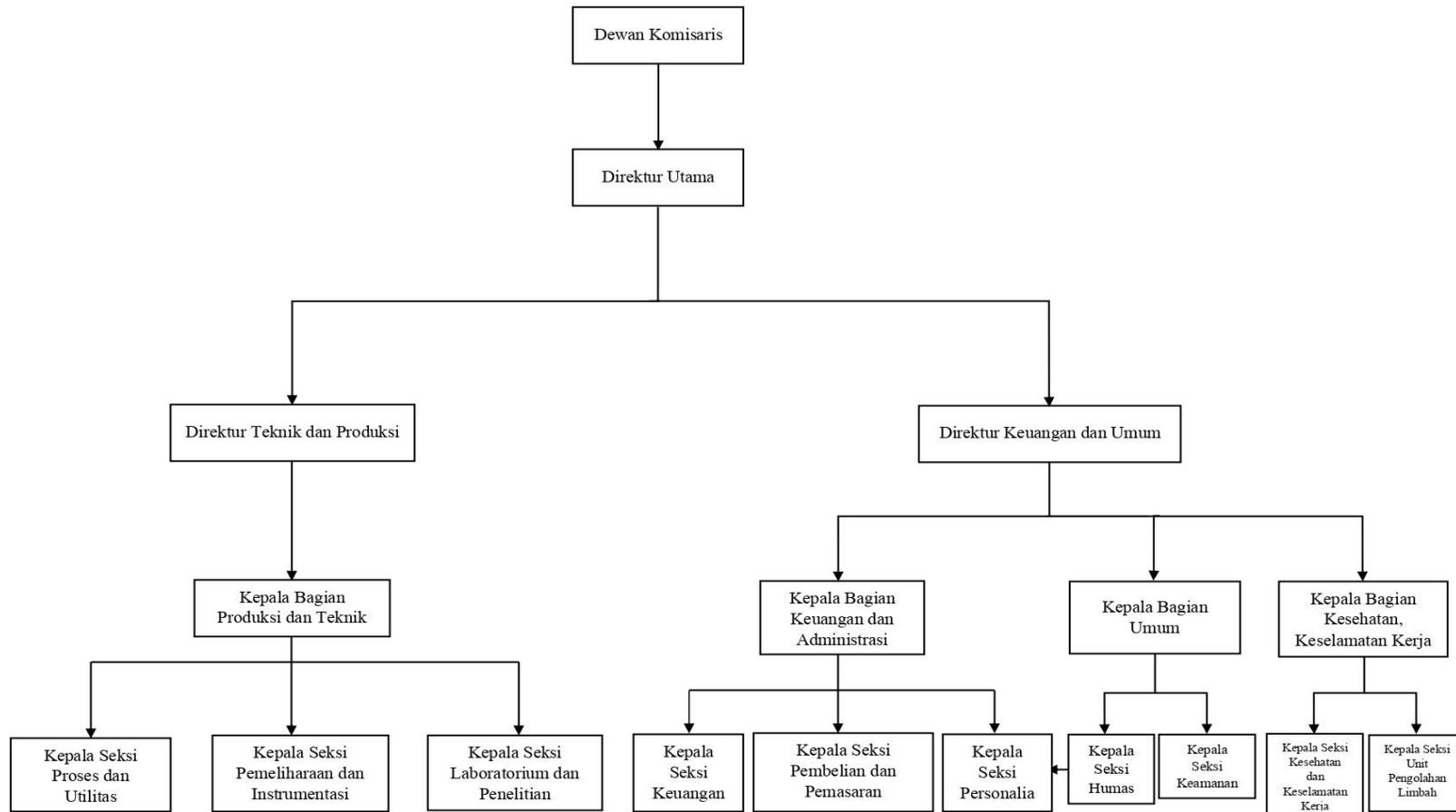
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris,

sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilakukan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Manajer Operasional serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Operasional membawahi bidang produksi, utilitas, pemeliharaan serta pengembangan dan pengendalian mutu. Sedangkan Manajer Keuangan dan umum membawahi bidang pemasaran, administrasi, bagian umum dan keamanan serta bagian kesehatan, keselamatan kerja dan lingkungan.

Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi (supervisor) dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan atau staf perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan wewenang pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang
2. Sebagai bahan orientasi pejabat
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat
4. Penyusunan program pengembangan manajemen
5. Mengatur kembali langkah-langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi

4.4.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan Direktur
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari pada pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

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

3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala Tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur utama membawahi:

a. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan, peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

4. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagianya 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 dari:

a. Kepala Bagian Produksi dan Teknik

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas, kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi, mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

b. Kepala Bagian Keuangan dan Administrasi

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan, bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

c. Kepala Bagian Umum

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

d. Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas: Bertanggung jawab terhadap keamaan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

5. Kepala Seksi

Kepala seksi merupakan pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

a. Kepala Seksi Proses dan Utilitas

Tugas: Memimpin langsung serta memantau kelancaran dan bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan baku, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi. Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

b. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Instrumentasi

Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya. Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

c. Kepala Seksi Bagian Laboratorium dan Penelitian

Tugas: Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi secara keseluruhan. Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

d. Kepala Seksi Keuangan

Tugas: Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

e. Kepala Seksi Pembelian dan Pemasaran

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

f. Kepala Seksi Personalia

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

g. Kepala Seksi Humas

Tugas: Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintahan, dan masyarakat.

h. Kepala Seksi Keamanan

Tugas: Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

i. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas: Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

j. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas: Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.4.4 Ketenagakerjaan

Suatu perusahaan dapat berkembang dengan baik jika didukung oleh beberapa faktor. Salah satu faktor yang mendukung perkembangan perusahaan adalah pemakaian sumber daya manusia untuk ditempatkan pada bidang-bidang pekerjaan sesuai keahlian. Faktor tenaga kerja merupakan faktor yang sangat menunjang dalam masalah kelangsungan berjalannya proses produksi dan menjamin beroperasinya alat-alat dalam pabrik. Untuk itu harus dijaga hubungan antara karyawan dengan perusahaan, karena hubungan yang harmonis akan menimbulkan semangat kerja dan meningkatkan produktifitasnya kerjanya, yang pada akhirnya akan meningkatkan produktifitas perusahaan. Hubungan ini dapat terealisasi dengan baik jika adanya komunikasi serta fasilitas-fasilitas yang diberikan perusahaan kepada karyawan. Salah satu contoh nyata adalah sistem pengajian atau pengupahan yang sesuai dengan Upah Minimum Regional (UMR) sehingga kesejahteraan dapat ditingkatkan.

Sistem upah karyawan perusahaan ini berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut statusnya karyawan perusahaan ini dapat dibagi menjadi tiga golongan, yaitu:

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan amsa kerja.

2. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan Direksi tanpa SK Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar pada setiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh perusahaan bila diperlukan saja, sistem upah yang diterima berupa upah borongan untuk suatu perusahaan.

4.4.5 Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik Melamin direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari secara secara kontinyu. Jumlah hari kerja selama setahun 330 hari. Hari-hari yang lainnya digunakan untuk perawatan dan perbaikan.

Catatan hari kerja dan liburan karyawan:

a. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti setahun selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan, maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

b. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*nonshift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

c. Kerja Lembur (*overtime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendadak dan atas persetujuan kepala bagian.

Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu karyawan shift dan nonshift.

1. Karyawan *Nonshift*

Karyawan *nonshift* adalah para karyawan yang tidak mempunyai proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah Direktur, Manajer, Kepala Bagian, serta Staff yang berada dikantor. Karyawan nonshift berlaku 6 hari kerja dalam seminggu, libur pada hari minggu dan hari libur nasional.

Total jam kerja dalam seminggu adalah 45 jam. Dengan perurutan sebagai berikut:

- Senin-Jumat : Pukul 08.00-16.00 WIB
- Sabtu : Pukul 08.00-12.00 WIB
- Waktu istirahat setiap jam kerja : Pukul 12.00-13.00 WIB
- Waktu istirahat hari Jumat : Pukul 12.00-13.30 WIB

2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menanganin proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Bagi karyawan *shift*, 3 hari kerja mendapatkan 1 hari libur dan masuk *shift* secara bergantian waktunya. Kelompok kerja *shift* ini dibagi menjadi 3 *shift* sehari, masing-masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok, dimana setiap hari 3 kelompok bekerja, sedangkan 1 kelompok libur. Aturan jam kerja karyawan *shift*:

- Shift I : Pukul 08.00-15.00 WIB
- Shift II : Pukul 15.00-24.00 WIB
- Shift III : Pukul 24.00-08.00 WIB

Jam kerja diambil 45 jam per minggu, kelebihan jam kerja akan dihitung lembur.

Tabel 4. 2 Jadwal Pembagian Kerja Karyawan *Shift*

| Minggu Ke- | | | | | | | | | | | | | | | | |
|------------|---|---|---|---|---|---|---|---|---|----|----|----|----|----|----|----|
| Shift | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 |
| I | A | A | A | A | B | B | B | B | C | C | C | C | D | D | D | D |
| II | B | B | B | B | C | C | C | C | D | D | D | D | A | A | A | A |
| III | C | C | C | C | D | D | D | D | A | A | A | A | B | B | B | B |
| Off | D | D | D | D | A | A | A | A | B | B | B | B | C | C | C | C |

4.4.6 Perincian Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji Pegawai

Jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Penentuan jumlah karyawan dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada.

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi 3 golongan yaitu:

1. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

2. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan

Tabel 4.2 Gaji Karyawan

| No | Jabatan | Jumlah | Gaji (/orang/bulan) | Gaji (/bulan) |
|----|---|--------|---------------------|---------------|
| 1 | Dewan Komisaris | 1 | Rp55.000.000 | Rp55.000.000 |
| 2 | Direktur Utama | 1 | Rp50.000.000 | Rp50.000.000 |
| 3 | Direktur Produksi dan Teknik | 1 | Rp40.000.000 | Rp40.000.000 |
| 4 | Direktur Keuangan dan Umum | 1 | Rp40.000.000 | Rp40.000.000 |
| 5 | Kepala Bagian Produksi dan Teknik | 1 | Rp30.000.000 | Rp30.000.000 |
| 6 | Kepala Bagian Keuangan dan Administrasi | 1 | Rp25.000.000 | Rp25.000.000 |
| 7 | Kepala Bagian Umum | 1 | Rp25.000.000 | Rp25.000.000 |
| 8 | Kepala Bagian K3 dan UPL | 1 | Rp25.000.000 | Rp25.000.000 |
| 9 | Kepala Seksi Proses dan Utilitas | 1 | Rp25.000.000 | Rp25.000.000 |
| 10 | Kepala Seksi Penelitian | 1 | Rp25.000.000 | Rp25.000.000 |
| 11 | Kepala Seksi Laboratorium | 1 | Rp25.000.000 | Rp25.000.000 |
| 12 | Kepala Seksi Pemeliharaan dan Instrumentasi | 1 | Rp25.000.000 | Rp25.000.000 |
| 13 | Kepala Seksi Pembelian dan Pemasaran | 1 | Rp20.000.000 | Rp20.000.000 |
| 14 | Kepala Seksi Administrasi | 1 | Rp20.000.000 | Rp20.000.000 |
| 15 | Kepala Seksi Keuangan | 1 | Rp20.000.000 | Rp20.000.000 |
| 16 | Kepala Seksi Personalia | 1 | Rp20.000.000 | Rp20.000.000 |
| 17 | Kepala Seksi Humas | 1 | Rp20.000.000 | Rp20.000.000 |
| 18 | Kepala Seksi Keamanan | 1 | Rp20.000.000 | Rp20.000.000 |
| 19 | Kepala Seksi K3 | 1 | Rp20.000.000 | Rp20.000.000 |

| No | Jabatan | Jumlah | Gaji (/orang/bulan) | Gaji (/bulan) |
|--------------|------------------------------|------------|----------------------|------------------------|
| 20 | Kepala Seksi Litbang | 1 | Rp20.000.000 | Rp20.000.000 |
| 21 | Karyawan Proses dan Utilitas | 39 | Rp10.000.000 | Rp390.000.000 |
| 22 | Karyawan Laboratorium | 4 | Rp10.000.000 | Rp40.000.000 |
| 23 | Karyawan Pemeliharaan | 4 | Rp10.000.000 | Rp40.000.000 |
| 24 | Karyawan Pembelian | 3 | Rp10.000.000 | Rp30.000.000 |
| 25 | Karyawan Pemasaran | 2 | Rp10.000.000 | Rp20.000.000 |
| 26 | Karyawan Administrasi | 3 | Rp10.000.000 | Rp30.000.000 |
| 27 | Karyawan Kas | 2 | Rp10.000.000 | Rp20.000.000 |
| 28 | Karyawan Personalia | 2 | Rp10.000.000 | Rp20.000.000 |
| 29 | Karyawan Humas | 2 | Rp10.000.000 | Rp20.000.000 |
| 30 | Karyawan Keamanan | 4 | Rp10.000.000 | Rp40.000.000 |
| 31 | Karyawan K3 | 6 | Rp10.000.000 | Rp60.000.000 |
| 32 | Karyawan UPL | 4 | Rp10.000.000 | Rp40.000.000 |
| 33 | Supir | 4 | Rp4.000.000 | Rp16.000.000 |
| 34 | Librarian | 2 | Rp4.500.000 | Rp9.000.000 |
| 35 | <i>Cleaning Service</i> | 6 | Rp4.000.000 | Rp24.000.000 |
| 36 | Dokter | 2 | Rp10.000.000 | Rp20.000.000 |
| 37 | Perawat | 2 | Rp6.000.000 | Rp12.000.000 |
| Total | | 111 | Rp698.500.000 | Rp1.381.000.000 |

4.4.7 Kesejahteraan Karyawan

Pemberian upah yang akan dibayarkan kepada pekerja direncanakan diatur menurut tingkatan pendidikan, status pekerjaan dan tingkat golongan. Upah minimum pekerja tidak kurang dari upah minimum kota yang diberlakukan oleh pemerintah (Upah Minimum Regional) dan pelaksanaannya sesuai ketentuan yang berlaku pada perusahaan. Tingginya golongan yang disandang seorang karyawan menentukan besarnya gaji pokok yang diterima oleh karyawan tersebut.

Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerja, jenjang pendidikan dan prestasi karyawan.

4.4.8 Fasilitas Karyawan

Tersedianya fasilitas yang memadai dapat meningkatkan kelangsungan produktifitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jenuh dalam menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Sehubungan dengan hal tersebut, maka perusahaan menyediakan fasilitas yang bermanfaat dalam lingkungan perusahaan yang berhubungan dengan kepentingan karyawan.

Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah:

a. Poliklinik

Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengaruh. Oleh karena itu, perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh Dokter dan Perawat.

b. Pakaian Kerja

Untuk menghindari kesengajaan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman kerja.

c. Makan dan Minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk oleh perusahaan

d. Koperasi

Koperasi karyawan didirikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tang serta kebutuhan lainnya.

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun, yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

f. Jamsostek

Merupakan asuransi pertanggungan jiwa dan asuransi kecelakaan.

g. Masjid dan Kegiatan Kerohanian

Perusahaan membangun tempat ibadah (masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan

aktifitas keagamaan lainnya.

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktifitas dan memperingankan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transport tiap hari yang penyerahannya bersamaan dengan penerimaan gaji tiap bulan.

i. Hak Cuti

1. Cuti Tahunan

Diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

2. Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.



BAB V

UTILITAS

Agar pabrik bisa beroperasi dengan baik, diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Unit pendukung proses bisa dikatakan juga sebagai unit utilitas. Sarana penunjang ini tidak kalah pentingnya dengan bahan baku dan bahan pembantu yang dibutuhkan dalam proses.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi di dalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Berikut unit-unit yang ada pada utilitas:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air dalam suatu pabrik umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Melamin ini, menggunakan sumber air yang berasal dari air Sungai Parung Kadali. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.

- b. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.

Pada umumnya kebutuhan air pada pabrik digunakan untuk keperluan:

5.1.1.1 Air Pendingin

Air pendingin diproduksi oleh menara pendingin (*cooling tower*). Unit air pendingin ini mengolah air dengan proses pendinginan, untuk dapat digunakan sebagai air dalam proses pendinginan pada alat penukar panas (*heat exchanger*) dan alat yang membutuhkan air pendingin.

Air pendingin yang keluar dari media-media perpindahan panas di area proses akan disirkulasikan dan didinginkan kembali di *cooling tower*. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air sungai sebagai pendinginan adalah:

- Partikel-partikel besar/makroba (makhluk hidup sungai dan konstituen lain).
- Partikel-partikel kecil/mikroba (ganggang dan mikroorganisme sungai).

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut:

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- Tidak mudah menyusut serta berarti dalam Batasan dengan adanya perubahan temperature pendingin.
- Tidak terdekomposisi.

5.1.1.2 Air Umpan *Boiler*

Untuk kebutuhan umpan *boiler*, sumber air yang digunakan adalah air sungai. Agar tidak terjadinya kerusakan pada *boiler*, perlu memperhatikan beberapa hal sebagai berikut:

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi dalam *boiler* disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- Zat-zat yang menyebabkan kerak (*scalling*)

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan pada air umpan *boiler* dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam karbonat dan silika.

- Zat yang menyebabkan busa (*foaming*)

Air yang diambil dari proses pemanasan biasanya menyebabkan *foaming* pada *boiler* karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

5.1.1.3 Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang digunakan untuk keperluan antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, dan masjid. Air yang digunakan untuk kebutuhan umum dan sanitasi harus memenuhi standar yang berlaku. Beberapa kualitas tertentu, yaitu:

1. Syarat fisika, meliputi:

Suhu : Dibawah suhu udara

Warna : Jernih

Rasa : Tidak berasa

Bau : Tidak berbau

2. Syarat kimia, meliputi:

- a. Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air

- b. Tidak mengandung bahan beracun
- c. Tidak mengandung bakteri terutama panthogen yang dapat merubah fisik air

5.1.1.4 Air Pemadam Kebakaran dan Bengkel

Air pemadam kebakaran harus ada keberadaannya di setiap pabrik. Jika suatu waktu terjadi kebakaran pada pabrik, dapat diatasi dengan mudah dan cepat dengan air pemadam kebakaran. Maka oleh itu air pemadam kebakaran harus dipersiapkan. Sama seperti penggunaan air yang lainnya, air pemadam kebakaran juga disediakan di bak air servis.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Air yang akan diolah, sebelumnya diambil dari sumber air terdekat yaitu disungai Parung Kadali yang nantinya bisa memenuhi kebutuhan suatu proses. Berikut merupakan tahap-tahap pengolahan air:

5.1.2.1 Penyaringan (*screening*)

Pada *screening*, Air yang diperoleh dari sumber air yang ada disekitar pabrik diolah terlebih dahulu, agar memenuhi persyaratan penggunaan. Pada *screening* air akan di saring dengan tujuan untuk memisahkan partikel-partikel padatan yang terbawa. Air setelah penyaringan tersebut akan dialirkan menuju ke dalam bak pengendapan awal.

5.1.2.2 Bak Pengendapan Awal / Sedimentasi (BU-01)

Mula-mula air dialirkan ke bak penampungan atau pengendapan awal (BU-01) setelah melalui penyaringan dengan menggunakan alat penyaring. Dalam bak pengendapan awal kotoran-kotoran akan mengendap karena gaya berat. Waktu tinggal dalam bak berkisar 4 – 24 jam.

5.1.2.3 Bak Penggumpal (BU-02)

Kotoran-kotoran yang tersuspensi dalam air digumpalkan dan diendapkan dalam bak penggumpal dalam bak penggumpal (BU-02) ini dengan menambahkan bahan-bahan kimia, yaitu aluminium sulfat dan natrium karbonat. Waktu pengendapan yang diperlukan sekitar 2 jam. Koagulan yang ditambahkan ke dalam bak penampung yang berfungsi untuk mengendapkan kotoran yang ikut dalam air sungai. Air setelah di bak penggumpal dialirkan menuju *clarifier*.

5.1.2.4 *Clarifier*

Proses pengolahan air yang terjadi pada *clarifier* adalah proses flokulasi yaitu proses penyatuan flok-flok dari partikel sehingga terbentuk flok yang lebih berat dan dapat di *blowdown* dalam waktu yang telah ditentukan, dan menghasilkan air yang lebih bersih lagi.

5.1.2.5 Bak Penyaring (BU-03)

Setelah dari *clarifier*, air bersih lalu diumpankan kedalam bak penyaring (BU-03) untuk menyaring lagi partikel-partikel yang lolos bersama air dari *clarifier*. Setelah dari bagian bak penyaring, air tersebut lalu dialirkan menuju bak penampung sementara untuk menampung air bersih sebelum akan diumpankan ke bagian pengolahan air untuk sanitasi dan pengolahan air pada demineralisasi.

5.1.2.6 Tangki Klorinasi

Tangki klorinasi ditempatkan pada pengolahan air untuk sanitasi atau untuk keperluan karyawan sehari-hari. Tangki klorinasi ini berfungsi untuk tempat diinjeksikannya klorin untuk menghilangkan bakteri dan kuman yang terkandung dalam air bersih dari bak penampung sementara. Klorin juga berfungsi sebagai oksidator karena klorin dapat menghilangkan rasa dan bau pada air yang mengandung rasa atau bau tertentu.

Setelah diinjeksikan dengan klorin, air tersebut sudah dapat digunakan untuk kebutuhan sanitasi seperti kebutuhan kantor, rumah tangga dan kebutuhan sekitar pabrik.

5.1.2.7 Demineralisasi

Untuk air proses dan air umpan *boiler* harus di *treatment* terlebih dahulu untuk menghilangkan kandungan mineralnya

atau disebut dengan demineralisasi. Berikut adalah tahapan proses pengolahan air pada demineralisasi:

1. Kation *Exchanger*

Dalam kation *exchanger* kandungan ion-ion seperti kalsium, magnesium, natrium, dan lain diganti dengan ion H⁺ sehingga air yang dihasilkan berupa air yang mengandung ion H⁺ dan anion.



Pada jangka waktu tertentu, kation *exchanger* tersebut lama kelamaan akan jenuh sehingga diperlukannya regenerasi.

Kation tersebut akan di regenerasikan dengan asam sulfat (H₂SO₄).

Reaksi yang terjadi:



2. Anion *Exchanger*

Alat ini berfungsi untuk mengikat ion negatif yang terkandung dalam air. Ion-ion negatif tersebut akan diikat dengan resin yang mempunyai sifat basa. Ion-ion yang akan diikat seperti SO₄²⁻, SP₃²⁻, dan CL⁻.

Reaksi yang terjadi:



Pada jangka waktu tertentu, *anion exchanger* tersebut lama kelamaan akan jenuh sehingga diperlukannya regenerasi. Anion tersebut akan di regenerasikan dengan natrium hidroksida(NaOH).



5.1.2.8 Deaerasi

Air dari proses demineralisasi, yaitu air yang telah dihilangkan dalam kandungan mineralnya di bagian *kation exchanger* dan *anion exchanger* lalu diumpangkan ke dalam tangki penampung umpan *boiler*. Setelah itu, air diumpangkan terlebih dahulu ke deaerator untuk menghilangkan kandungan oksigen terlarut dalam air. Air tersebut dialirkan menggunakan pompa ke dalam deaerator lalu diinjeksikan dengan hidrazin (N_2H_4), hidrazin berfungsi untuk mengikat oksigen terlarut di dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak pada alat.

Reaksi yang terjadi:



Air yang keluar dari deaerator ini selanjutnya dialirkan langsung menggunakan pompa menuju *boiler* sebagai air umpan *boiler* atau yang dikenal sebagai *boiler feed water*.

5.1.2.9 Cooling Tower

Cooling tower berguna untuk mengolah air dari proses untuk didinginkan kembali. Prosesnya yaitu kondensat dari proses dengan suhu 50°C dialirkan di bagian atas *cooling tower* melalui distributor. Air akan menguap sehingga sisa kondensatnya akan tercurah ke bawah melalui saluran lubang atau *swirl* bersamaan dengan proses panas laten sehingga air akan ikut menguap ke atmosfer.

5.1.3 Kebutuhan Air

1. Air Pendingin

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin

| Nama Alat | Jumlah (kg/jam) |
|--------------|------------------|
| CL-01 | 2.572,264 |
| Total | 2.572,264 |

Perancangan dibuat *overdesign* sebesar 20%, sehingga kebutuhan air pendingin menjadi 3086,716 kg/jam.

Make-up air: 17,491 kg/jam.

2. Air Steam

Tabel 5.2 kebutuhan air steam

| Nama alat | Jumlah (kg/jam) |
|--------------|-------------------|
| M-01 | 543,911 |
| R-01 | 38.274,405 |
| HE-01 | 5,525 |
| HE-02 | 717,745 |
| Total | 39.541,586 |

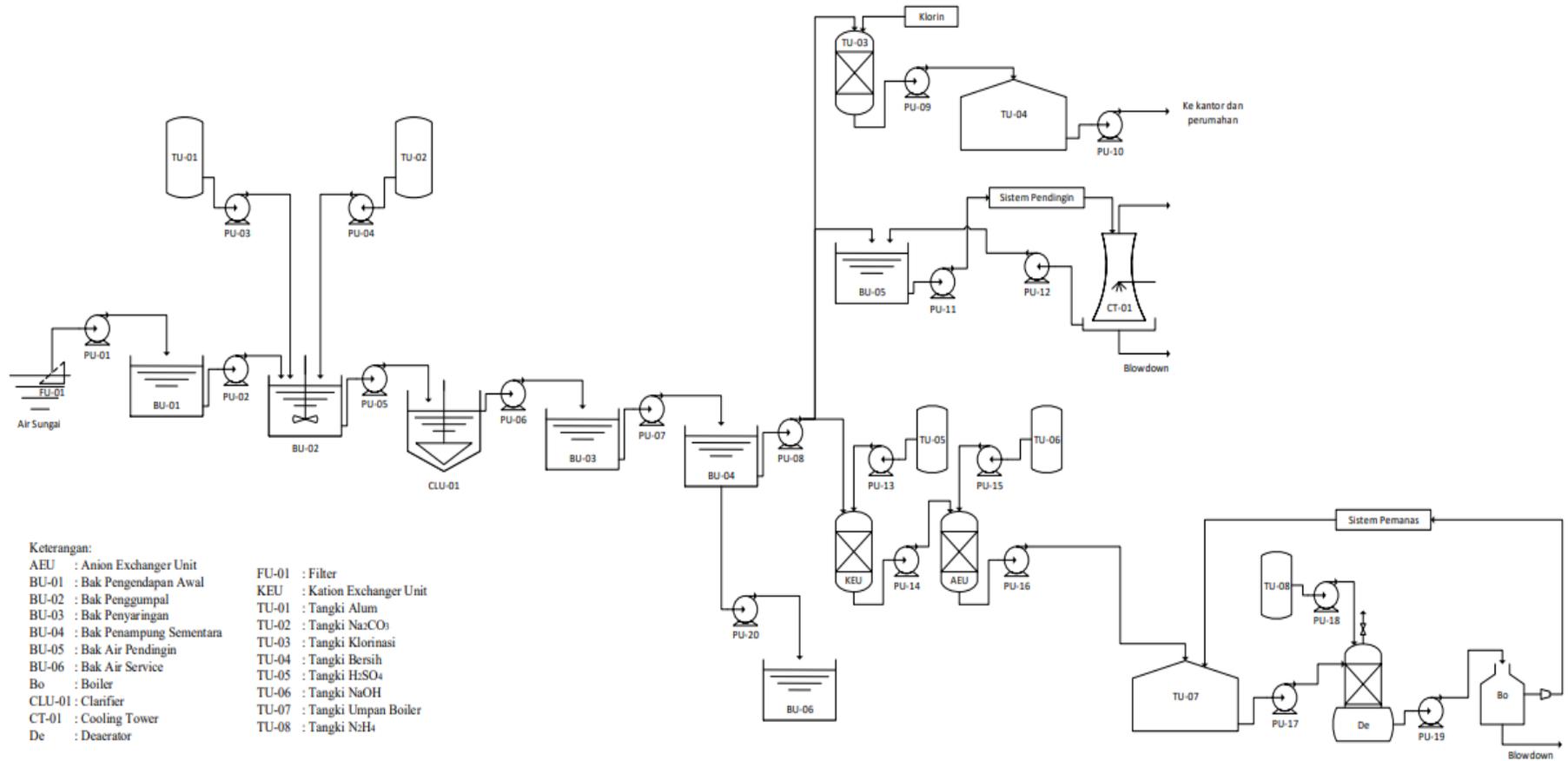
Perancangan dibuat *overdesign* sebesar 20%, sehingga kebutuhan air steam menjadi 47.449,904 kg/jam.

3. Air Sanitasi

Tabel 5.3 kebutuhan air sanitasi

| Kebutuhan Air | Jumlah (kg/jam) |
|----------------------------|-----------------|
| Bengkel | 12,500 |
| Poliklinik | 20,833 |
| Laboratorium | 20,833 |
| Pemadam Kebakaran | 250,000 |
| Kantin, Musola, Kebun, dll | 416,667 |
| Total | 720,833 |

Kebutuhan air sanitasi terdiri dari kebutuhan air pada bengkel, poliklinik, laboratorium, pemadam kebakaran, kebun, mushola, kantin, kantor, mess dan lain-lain. Maka perkiraan kebutuhan total air sanitasi yang diperlukan adalah 720,833 kg/jam.



Gambar 5.1 Diagram Unit Pengolahan Air

5.2 Unit Pembangkit Steam

Pada perancangan Pabrik Melamin dibutuhkan alat untuk menunjang kebutuhan *steam* di pabrik. Unit pembangkit *steam* ini bertujuan untuk menunjang kebutuhan *steam* tersebut yaitu dengan disediakannya *boiler* atau ketel uap.

Spesifikasi *boiler* yang dibutuhkan:

| | |
|------------------------|----------------------------|
| Tipe | : <i>Water Tube Boiler</i> |
| Jumlah | : 1 buah |
| <i>Heating surface</i> | : 67,377 ft ² |
| Kapasitas | : 1.267,181 kg/jam |
| Suhu <i>Steam</i> | : 761 °F |
| Bahan Bakar | : <i>Fuel Oil</i> |

Digunakan *boiler* jenis *water tube boiler* karena memiliki kelebihan sebagai berikut:

- Mampu menghasilkan kapasitas steam yang cukup besar
- Mempunyai efisiensi pembakaran tinggi
- Tungku mudah dijangkau untuk pemeriksa
- Tekanan operasional tinggi

Boiler atau ketel uap ini dilengkapi dengan satu buah unit *economizer* *safety valve* yang berfungsi sebagai alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas-gas hasil pembakaran yang keluar dari *boiler*. Didalam alat ini, air dinaikkan temperaturnya hingga 405°C lalu diumpankan kedalam *boiler*.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada Perancangan Pabrik Melamin dari *Urea* dengan kapasitas 70.000 ton/tahun ini dipenuhi oleh dua sumber, yaitu PLN dan Generator. Generator tersebut juga dapat digunakan sebagai tenaga cadangan apabila waktu PLN mengalami gangguan. Generator yang digunakan adalah generator dengan tipe AC Generator.

Kebutuhan listrik pada pabrik adalah sebagai berikut:

1. Listrik untuk kebutuhan proses produksi : 17,252 kW
2. Listrik untuk kebutuhan utilitas pabrik : 1,740 kW
3. Listrik untuk kebutuhan penerangan dan AC pabrik : 170 kW
4. Listrik untuk kebutuhan laboratorium dan bengkel : 50 kW
5. Listrik untuk kebutuhan instrumentasi pabrik : 20 kW

Generator yang digunakan sebagai cadangan sumber listrik mempunyai efisiensi 80%, sehingga generator yang disiapkan harus mempunyai input:

Input Generator = 176,260 kW.

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara bertekanan ini berfungsi untuk menyediakan udara tekanan pada alat-alat *control* yang bekerja secara *pneumatic*. Tekanan pada udara tekanan biasanya berkisar antara 5,5 bar sampai 7,2 bar dan kami menggunakan tekanan pada udara tekanan sebesar 6 bar.

Kompresor yang dibutuhkan:

Kapasitas : 16,310 m³/jam

Tekanan *suction* : 14,7 psi

| | |
|--------------------------|--|
| Tekanan <i>discharge</i> | : 87 psi |
| Jenis | : <i>Single Stage Reciprocating Compressor</i> |
| Efisiensi | : 85% |
| Daya kompresor | : 2 HP |
| Jumlah | : 1 buah |

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar berfungsi untuk menyediakan bahan bakar yang akan digunakan untuk menggerakkan *boiler* dan *generator* pada pabrik. Bahan bakar yang digunakan untuk menggerakkan *boiler* adalah *fuel oil* sedangkan *generator* adalah solar. *Fuel oil* yang dibutuhkan untuk menggerakkan *boiler* sebanyak 73,741 kg/jam, sedangkan solar yang dibutuhkan untuk menggerakkan *generator* sebanyak 59,195 kg/jam.

5.6 Unit Penyedia Lelehan Garam

Unit penyedia lelehan garam bertujuan untuk memenuhi kebutuhan lelehan garam yang digunakan untuk memanaskan reaktor sampai mencapai suhu operasi. Garam yang digunakan terdiri dari KNO_3 dan NaNO_2 . Dari neraca panas didapat kebutuhan lelehan garam sebanyak 38.274,405 kg/jam. Lelehan garam diolah diunit utilitas menggunakan Molten Salt Furnace kemudian dialirkan ke *coil* di dalam reaktor untuk menjaga suhu reaktor. Lelehan garam dari reaktor akan dikembalikan ke unit pengolahan lelehan garam untuk diolah kembali.

5.7 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan oleh pabrik melamin diklasifikasikan dalam bentuk cair dan padat.

A. Limbah Cair

a. Limbah Sanitasi

Limbah sanitasi pembuangan air yang sudah terpakai untuk keperluan kantor dan pabrik lainnya seperti pencucian, air masak dan lain-lain. Penanganan limbah ini tidak memerlukan penanganan khusus karena seperti limbah rumah tangga lainnya, air buangan ini tidak mengandung bahan-bahan kimia yang berbahaya. Yang perlu diperhatikan disini adalah volume buangan yang diijinkan dan kemana pembuangan air limbah ini.

b. Air Berminyak

Air berminyak berasal dari buangan pelumas pada pompa kompresor dan alat-alat lain. Pemisahan dilakukan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak di bagian atas dialirkan ke tungku pembakar, sedangkan air di bagian bawah dialirkan ke penampungan terakhir kemudian dibuang.

c. Air Sisa Regenerasi

Air sisa regenerasi dari unit demineralisasi mengandung H₂SO₄ yang kemudian dinetralkan dalam kolam netralisasi hingga pH mencapai sekitar 6,5 – 7, serta mengandung O₂ minimal 3 ppm.

d. Air Limbah Laboratorium dan Limbah Cair dari Proses

Secara umum air limbah yang berasal dari setiap kegiatan di pabrik melamin ini harus diolah agar dapat dibuang ke lingkungan dengan kisaran parameter air yang sesuai dengan peraturan pemerintah, yaitu:

- COD : maks. 100 mg/l
- BOD : maks. 20 mg/l
- TSS : maks. 80 mg/l
- Oil : maks. 5 mg/l
- pH : 6,5 – 8,5

B. Limbah Padat

Berupa lumpur/pasir yang dihasilkan dari unit pengolahan air dimanfaatkan sebagai penimbun yang sebelumnya diturunkan kadar airnya. Sedang limbah padat dari toilet diolah di *septic tank* dan dikirim ke perusahaan pengelola limbah lanjut.

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi pada perancangan pabrik merupakan salah satu aspek yang sangat penting dalam pendirian suatu pabrik. Dengan tujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang sedang dirancang layak atau tidak jika didirikan. Salah satu bagian penting dari evaluasi ekonomi perancangan pabrik ini adalah estimasi harga dari alat-alat yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik, karena harga alat tersebut digunakan sebagai dasar patokan untuk evaluasi analisa ekonomi tentang kelayakan investasi penanaman modal investasi, besarnya laba yang akan diperoleh kedepannya, lamanya modal penanaman investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas atau balik modal.

Hal-hal yang perlu ditinjau atau dianalisa dalam melakukan evaluasi ekonomi, yaitu meliputi:

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*), yang terdiri dari:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*), yang terdiri dari:
 - a. Biaya Pengeluaran (*Manufacturing Cost*), yang terdiri dari:
 - Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - Biaya Produksi Tak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - Biaya Produksi Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)

3. Pendapatan Modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
 - b. Biaya Variabel (*Variable Cost*)
 - c. Biaya Mengambang (*Regulagted Cost*)
- ### 4. Analisa Kelayakan Ekonomi
- a. *Return On Investment (ROI)*
 - b. *Pay Out Time (POT)*
 - c. *Break Event Point (BEP)*
 - d. *Shut Down Point (SDP)*
 - e. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

6.1 Harga Alat

Harga peralatan akan mengalami perubahan seiring dengan perubahan ekonomi. Untuk mengetahui harga peralatan pada tahun tertentu dapat dilakukan dengan penaksiran harga alat tahun lalu yang didasarkan pada indeks harga.

Indeks harga pada tahun 2027 dapat diperkirakan menggunakan garis linear data indeks pada tahun 1970 hingga 2015 yang dapat dilihat pada tabel berikut:

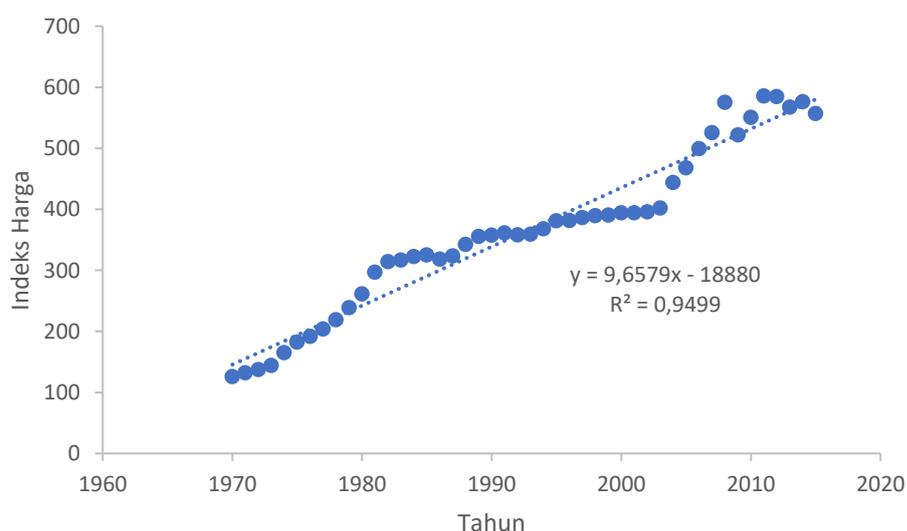
Tabel 6.1 Indeks Harga pada Tahun 1990 - 2015

| No | Tahun (Xi) | Index (Yi) |
|----|------------|------------|
| 1 | 1970 | 125,7 |
| 2 | 1971 | 132,3 |
| 3 | 1972 | 137,2 |
| 4 | 1973 | 144,1 |
| 5 | 1974 | 165,4 |
| 6 | 1975 | 182,4 |
| 7 | 1976 | 192,1 |
| 8 | 1977 | 204,1 |
| 9 | 1978 | 218,8 |
| 10 | 1979 | 238,7 |
| 11 | 1980 | 261,2 |
| 12 | 1981 | 297,0 |
| 13 | 1982 | 314,0 |
| 14 | 1983 | 317,0 |
| 15 | 1984 | 322,7 |
| 16 | 1985 | 325,3 |
| 17 | 1986 | 318,4 |
| 18 | 1987 | 323,8 |
| 19 | 1988 | 342,5 |
| 20 | 1989 | 355,4 |
| 21 | 1990 | 357,6 |
| 22 | 1991 | 361,3 |
| 23 | 1992 | 358,2 |
| 24 | 1993 | 359,2 |
| 25 | 1994 | 368,1 |
| 26 | 1995 | 381,1 |
| 27 | 1996 | 381,7 |
| 28 | 1997 | 386,5 |
| 29 | 1998 | 389,5 |
| 30 | 1999 | 390,6 |
| 31 | 2000 | 394,1 |
| 32 | 2001 | 394,3 |
| 33 | 2002 | 395,6 |
| 34 | 2003 | 402 |
| 35 | 2004 | 444,2 |
| 36 | 2005 | 468,2 |

| No | Tahun (Xi) | Index (Yi) |
|----|------------|------------|
| 37 | 2006 | 499,6 |
| 38 | 2007 | 525,4 |
| 39 | 2008 | 575,4 |
| 40 | 2009 | 521,9 |
| 41 | 2010 | 550,8 |
| 42 | 2011 | 585,7 |
| 43 | 2012 | 584,6 |
| 44 | 2013 | 567,3 |
| 45 | 2014 | 576,1 |
| 46 | 2015 | 556,8 |

(Sumber: www.chemengonline.com/pci)

Dari data di atas, maka persamaan regresi linear yang diperoleh $y = 9,6579x - 18880$. Pabrik melamin dari urea dengan kapasitas 70.000 ton/tahun akan didirikan pada tahun 2026 dan beroperasi pada tahun 2027. Dari persamaan regresi linear tersebut diperoleh indeks sebesar 686,905 pada tahun 2026. Grafik plotting data dapat dilihat pada gambar berikut:



Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga Alat

Harga alat pada pabrik melamin diperoleh dari situs [matche \(www.matche.com\)](http://www.matche.com) serta dari beberapa referensi lainnya. Perhitungan alat pada tahun 2026 saat pabrik didirikan diperoleh dengan rumus berikut:

$$E_x = \left(\frac{N_x}{N_y} \right) E_y \quad (\text{Aries \& Newton})$$

Keterangan:

E_x : Harga alat pada tahun pembelian

E_y : Harga alat pada tahun referensi

N_x : Indeks harga pada tahun pembelian

N_y : Indeks harga pada tahun referensi

6.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi pabrik melamin ini adalah;

1. Kapasitas produksi : 70.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Pabrik didirikan tahun : 2026
4. Pabrik beroperasi tahun : 2027
5. Nilai kurs mata uang : \$1 = Rp 15.366
6. Umur alat : 10 tahun

6.2.1 Perkiraan Harga Alat

Perkiraan harga alat dibagi menjadi 2 bagian yaitu perkiraan harga alat untuk proses dan perkiraan harga alat untuk utilitas. Berikut perkiraan harga alat yang akan digunakan dalam prarancangan pabrik melamin:

Tabel 6.2 Perkiraan Harga Alat Proses

| No | Nama Alat | Kode Alat | Jumlah | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|--------------------------------|------------------------|-----------|--------|----------------------|----------------------------|
| 1 | Silo Bahan Baku | SL-01 | 1 | \$ 97.533,17 | Rp 1.462.997.614,65 |
| 2 | Silo Produk | SL-02 | 1 | \$ 37.558,62 | Rp 563.379.277,04 |
| 3 | Melter | M-01 | 1 | \$ 14.546,51 | Rp 218.197.688,25 |
| 4 | Tangki | T-01 | 1 | \$ 6.915,56 | Rp 103.733.327,20 |
| 5 | Reaktor | R-01 | 1 | \$ 50.555,09 | Rp 758.326.391,95 |
| 6 | Crystallizer | CR-01 | 1 | \$ 67.486,28 | Rp 1.012.294.193,02 |
| 7 | Cyclone | CY-01 | 1 | \$ 14.665,75 | Rp 219.986.193,89 |
| 8 | Cyclone | CY-02 | 1 | \$ 26.112,18 | Rp 391.682.735,46 |
| 9 | Scrubber | SC-01 | 1 | \$ 59.378,39 | Rp 890.675.809,41 |
| 10 | Separator | SP-01 | 1 | \$ 23.608,27 | Rp 354.124.116,99 |
| 11 | Compressor | C-01 | 1 | \$ 1.311,57 | Rp 19.673.562,06 |
| 12 | Expansion Valve | EXV-01 | 1 | \$ 54,85 | Rp 822.712,60 |
| 13 | Screw Conveyor | SCV-01 | 1 | \$ 4.530,88 | Rp 67.963.214,37 |
| 14 | Cooling Screw Conveyor | CSCV-01 | 1 | \$ 4.530,88 | Rp 67.963.214,37 |
| 15 | Pompa | P-01 | 1 | \$ 1.669,27 | Rp 25.039.078,98 |
| 16 | Pompa | P-02 | 1 | \$ 1.669,27 | Rp 25.039.078,98 |
| 17 | Pompa | P-03 | 1 | \$ 238,47 | Rp 3.577.011,28 |
| 18 | Pompa | P-04 | 1 | \$ 476,93 | Rp 7.154.022,57 |
| 19 | Blower | BL-01 | 1 | \$ 25.754,48 | Rp 386.317.218,54 |
| 20 | Blower | BL-02 | 1 | \$ 11.804,14 | Rp 177.062.058,50 |
| 21 | Blower | BL-03 | 1 | \$ 15.023,45 | Rp 225.351.710,81 |
| 22 | Heater | HE-01 | 1 | \$ 1.669,27 | Rp 25.039.078,98 |
| 23 | Cooler | CL-01 | 1 | \$ 1.788,51 | Rp 26.827.584,62 |
| Total Harga Alat Proses | | | | \$ 468.881,79 | Rp 7.033.226.894,51 |

Tabel 6.3 Perkiraan Harga Alat Utilitas

| No | Nama Alat | Kode Alat | Jumlah | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|----|------------------|-----------|--------|--------------|-------------------|
| 1 | Sand Filter | FU-01 | 1 | \$ 12.877,24 | Rp 193.158.609,27 |
| 2 | Clarifier | CLU-01 | 1 | \$ 55.443,67 | Rp 831.655.123,24 |
| 3 | Deaerator | De | 1 | \$ 9.896,40 | Rp 148.445.968,23 |
| 4 | Kation Exchanger | KEU | 1 | \$ 10.134,87 | Rp 152.022.979,52 |

| No | Nama Alat | Kode Alat | Jumlah | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|----|--|-----------|--------|--------------|-------------------|
| 5 | Anion Exchanger | AEU | 1 | \$ 10.134,87 | Rp 152.022.979,52 |
| 6 | Bak Pengendapan Awal | BU-01 | 1 | \$ 4.173,18 | Rp 62.597.697,45 |
| 7 | Bak Penggumpal | BU-02 | 1 | \$ 5.723,22 | Rp 85.848.270,79 |
| 8 | Bak Penyaringan | BU-03 | 1 | \$ 2.980,84 | Rp 44.712.641,03 |
| 9 | Bak Penampung Sementara | BU-04 | 1 | \$ 1.788,51 | Rp 26.827.584,62 |
| 10 | Bak Air Pendingin | BU-05 | 1 | \$ 2.682,76 | Rp 40.241.376,93 |
| 11 | Bak Service | BU-06 | 1 | \$ 2.384,67 | Rp 35.770.112,83 |
| 12 | Cooling Tower | CT-01 | 1 | \$ 79,89 | Rp 1.198.298,78 |
| 13 | Boiler | Bo | 1 | \$ 9.896,40 | Rp 148.445.968,23 |
| 14 | Molten Salt Boiler | Mbo | 1 | \$ 10.254,10 | Rp 153.811.485,16 |
| 15 | Tangki Alum | TU-01 | 1 | \$ 1.430,80 | Rp 21.462.067,70 |
| 16 | Tangki Na ₂ CO ₃ | TU-02 | 1 | \$ 1.430,80 | Rp 21.462.067,70 |
| 17 | Tangki Klorinasi | TU-03 | 1 | \$ 2.623,14 | Rp 39.347.124,11 |
| 18 | Tangki Bersih | TU-04 | 1 | \$ 32.550,80 | Rp 488.262.040,10 |
| 19 | Tangki H ₂ SO ₄ | TU-05 | 1 | \$ 9.657,93 | Rp 144.868.956,95 |
| 20 | Tangki NaOH | TU-06 | 1 | \$ 7.511,72 | Rp 112.675.855,41 |
| 21 | Tangki Umpan Boiler | TU-07 | 1 | \$ 3.219,31 | Rp 48.289.652,32 |
| 22 | Tangki N ₂ H ₄ | TU-08 | 1 | \$ 834,64 | Rp 12.519.539,49 |
| 23 | Pompa 1 | PU-01 | 1 | \$ 2.146,21 | Rp 32.193.101,54 |
| 24 | Pompa 2 | PU-02 | 1 | \$ 2.146,21 | Rp 32.193.101,54 |
| 25 | Pompa 3 | PU-03 | 1 | \$ 238,47 | Rp 3.577.011,28 |
| 26 | Pompa 4 | PU-04 | 1 | \$ 238,47 | Rp 3.577.011,28 |
| 27 | Pompa 5 | PU-05 | 1 | \$ 2.146,21 | Rp 32.193.101,54 |
| 28 | Pompa 6 | PU-06 | 1 | \$ 2.146,21 | Rp 32.193.101,54 |
| 29 | Pompa 7 | PU-07 | 1 | \$ 2.146,21 | Rp 32.193.101,54 |
| 30 | Pompa 8 | PU-08 | 1 | \$ 2.146,21 | Rp 32.193.101,54 |
| 31 | Pompa 9 | PU-09 | 1 | \$ 953,87 | Rp 14.308.045,13 |
| 32 | Pompa 10 | PU-10 | 1 | \$ 953,87 | Rp 14.308.045,13 |
| 33 | Pompa 11 | PU-11 | 1 | \$ 1.192,34 | Rp 17.885.056,41 |
| 34 | Pompa 12 | PU-12 | 1 | \$ 1.192,34 | Rp 17.885.056,41 |
| 35 | Pompa 13 | PU-13 | 1 | \$ 238,47 | Rp 3.577.011,28 |
| 36 | Pompa 14 | PU-14 | 1 | \$ 1.669,27 | Rp 25.039.078,98 |
| 37 | Pompa 15 | PU-15 | 1 | \$ 238,47 | Rp 3.577.011,28 |

| No | Nama Alat | Kode Alat | Jumlah | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|----------------------------------|-----------|-----------|--------|----------------------|----------------------------|
| 38 | Pompa 16 | PU-16 | 1 | \$ 1.669,27 | Rp 25.039.078,98 |
| 39 | Pompa 17 | PU-17 | 1 | \$ 238,47 | Rp 3.577.011,28 |
| 40 | Pompa 18 | PU-18 | 1 | \$ 238,47 | Rp 3.577.011,28 |
| 41 | Pompa 19 | PU-19 | 1 | \$ 476,93 | Rp 7.154.022,57 |
| 42 | Pompa 20 | PU-20 | 1 | \$ 715,40 | Rp 10.731.033,85 |
| Total Harga Alat Utilitas | | | | \$ 220.841,10 | Rp 3.312.616.493,80 |

6.3 Perhitungan Biaya

6.2.1 Modal (*Capital Investment*)

Capital investment atau disebut juga dengan modal investasi atau sejumlah uang yang harus disiapkan sebelum mendirikan dan menjalankan suatu pabrik. Ada 2 macam *capital investment*, yaitu:

1. *Fixed Capital Investment*

Fixed capital investment yaitu biaya atau modal tetap yang harus dikeluarkan untuk pengadaan fasilitas-fasilitas di suatu pabrik dan alat operasi lainnya. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik melamin ini memerlukan rencana *physical plant cost*, *direct plant cost*, dan *fixed capital investment* seperti pada table-tabel berikut:

Tabel 6.4 *Physical Plant Cost (PPC)*

| <i>Physical Plant Cost (PPC)</i> | | | |
|----------------------------------|------------------------------------|------------------------------|------------------------|
| No | Jenis Biaya | Biaya (Rp) | Biaya (\$) |
| 1 | <i>Purchased Equipment Cost</i> | Rp 10.345.843.388,31 | \$ 673.294,51 |
| 2 | <i>Delivered Equipment Cost</i> | Rp 2.586.460.847,08 | \$ 168.323,63 |
| 3 | <i>Instalation Cost</i> | Rp 5.313.165.348,97 | \$ 345.774,13 |
| 4 | <i>Piping Cost</i> | Rp 9.896.948.739,07 | \$ 644.081,01 |
| 5 | <i>Instrumentation Cost</i> | Rp 3.265.837.896,24 | \$ 212.536,63 |
| 6 | <i>Insulation Cost</i> | Rp 962.738.204,19 | \$ 62.653,79 |
| 7 | <i>Electrical Cost</i> | Rp 1.551.876.508,25 | \$ 100.994,18 |
| 8 | <i>Buildin Cost</i> | Rp 32.850.000.000,00 | \$ 2.137.836,78 |
| 9 | <i>Land & Yard Improvement</i> | Rp 34.200.000.000,00 | \$ 2.225.693,09 |
| Total | | Rp 100.972.870.932,10 | \$ 6.571.187,75 |

Tabel 6.5 *Direct Plant Cost (DPC)*

| <i>Direct Plant Cost (DPC)</i> | | | |
|--------------------------------|---------------------------------------|------------------------------|------------------------|
| No | Jenis Biaya | Biaya (Rp) | Biaya (\$) |
| 1 | <i>Physical Plant Cost</i> | Rp 100.972.870.932,10 | \$ 6.571.187,75 |
| 2 | <i>Engineering & Construction</i> | Rp 20.194.574.186,42 | \$ 1.314.237,55 |
| Total | | Rp 121.167.445.118,52 | \$ 7.885.425,30 |

Tabel 6.6 *Fixed Capital Investment (FCI)*

| <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i> | | | |
|---------------------------------------|--------------------------|------------------------------|------------------------|
| No | Jenis Biaya | Biaya (Rp) | Biaya (\$) |
| 1 | <i>Direct Plant Cost</i> | Rp 121.167.445.118,52 | \$ 7.885.425,30 |
| 2 | <i>Constructor's Fee</i> | Rp 12.116.744.511,85 | \$ 788.542,53 |
| 3 | <i>Contingency</i> | Rp 12.116.744.511,85 | \$ 788.542,53 |
| Total | | Rp 145.400.934.142,23 | \$ 9.462.510,36 |

2. Working Capital Investment

Working capital investment yaitu modal biaya yang diperlukan dalam mendirikan pabrik atau usaha untuk mengoperasikan suatu

pabrik selama kurun waktu tertentu. Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian *suatu* pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor. Tujuan akhir dari penanaman modal adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam, beberapa ciri-ciri investasi yang baik yaitu:

- a) Bisa menghasilkan laba yang maksimum
- b) Investasi yang cepat Kembali
- c) Menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai, dan lain-lain.

Tabel 6. 7 *Working Capital Investment (WCI)*

| Working Capital Investment (WCI) | | | | |
|---|-------------------------------|-------------------|--------------------------|------------------------|
| No | Jenis Biaya | Biaya (Rp) | | Biaya (\$) |
| 1 | <i>Raw Material Inventory</i> | Rp | 12.997.548.819,22 | \$ 845.864,17 |
| 2 | <i>Inproses inventory</i> | Rp | 9.227.535.325,67 | \$ 600.516,42 |
| 3 | <i>Product Inventory</i> | Rp | 18.455.070.651,33 | \$ 1.201.032,84 |
| 4 | <i>Extended Credit</i> | Rp | 28.636.363.636,36 | \$ 1.863.618,61 |
| 5 | <i>Available Cash</i> | Rp | 18.455.070.651,33 | \$ 1.201.032,84 |
| Total | | Rp | 87.771.589.083,92 | \$ 5.712.064,89 |

6.2.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost adalah biaya yang harus disediakan atau dikeluarkan untuk melakukan produksi suatu produk dalam pabrik, meliputi *direct cost*, *indirect cost*, dan *fixed cost* yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk. *Manufacturing cost* antara lain:

1. Direct Manufacturing Cost (DMC)

Direct manufacturing cost atau biaya langsung adalah biaya pengeluaran yang masih berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik.

Tabel 6.8 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

| <i>Dierct Manufacturing Cost (DMC)</i> | | | |
|--|------------------------------|------------------------------|-------------------------|
| No | Jenis Biaya | Biaya (Rp) | Biaya (\$) |
| 1 | <i>Raw Material</i> | Rp 142.973.037.011,38 | \$ 9.304.505,86 |
| 2 | <i>Labor</i> | Rp 2.485.800.000,00 | \$ 161.772,75 |
| 3 | <i>Supervision</i> | Rp 248.580.000,00 | \$ 16.177,27 |
| 4 | <i>Maintenance</i> | Rp 2.908.018.682,84 | \$ 189.250,21 |
| 5 | <i>Plant Supplies</i> | Rp 436.202.802,43 | \$ 28.387,53 |
| 6 | <i>Royalty & Patents</i> | Rp 3.150.000.000,00 | \$ 204.998,05 |
| 7 | <i>Utilities</i> | Rp 18.649.695.253,81 | \$ 1.213.698,77 |
| Total | | Rp 170.851.333.750,46 | \$ 11.118.790,43 |

2. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Indirect manufacturing cost atau biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak ikjut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik.

Tabel 6.9 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

| <i>Indierct Manufacturing Cost (IMC)</i> | | | |
|--|---------------------------------|-----------------------------|------------------------|
| No | Jenis Biaya | Biaya (Rp) | Biaya (\$) |
| 1 | <i>Payroll Overhead</i> | Rp 372.870.000,00 | \$ 24.265,91 |
| 2 | <i>Laboratory</i> | Rp 248.580.000,00 | \$ 16.177,27 |
| 3 | <i>Plant Overhead</i> | Rp 1.242.900.000,00 | \$ 80.886,37 |
| 4 | <i>Packaging & Shipping</i> | Rp 15.750.000.000,00 | \$ 1.024.990,24 |
| Total | | Rp 17.614.350.000,00 | \$ 1.146.319,80 |

3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Fixed manufacturing cost atau biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat kondisi operasi maupun tidak. Pengeluaran yang bersifat konstan atau tetap yang tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 6.10 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

| Fixed Manufacturing Cost (FMC) | | | | |
|---------------------------------------|-----------------------|-------------------|--------------------------|----------------------|
| No | Jenis Biaya | Biaya (Rp) | | Biaya (\$) |
| 1 | <i>Depreciation</i> | Rp | 11.632.074.731,38 | \$ 757.000,83 |
| 2 | <i>Property Taxes</i> | Rp | 1.454.009.341,42 | \$ 94.625,10 |
| 3 | <i>Insurance</i> | Rp | 1.454.009.341,42 | \$ 94.625,10 |
| Total | | Rp | 14.540.093.414,22 | \$ 946.251,04 |

Tabel 6.11 *Total Manufacturing Cost*

| Total Manufacturing Cost (MC) | | | | |
|--------------------------------------|--|-------------------|---------------------------|-------------------------|
| No | Jenis Biaya | Biaya (Rp) | | Biaya (\$) |
| 1 | <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> | Rp | 170.851.333.750,46 | \$ 11.118.790,43 |
| 2 | <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> | Rp | 17.614.350.000,00 | \$ 1.146.319,80 |
| 3 | <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> | Rp | 14.540.093.414,22 | \$ 946.251,04 |
| Total | | Rp | 203.005.777.164,68 | \$ 13.211.361,26 |

6.2.3 Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General expenses atau disebut pengeluaran umum terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk oleh *manufacturing cost*. Biaya

yang harus dikeluarkan guna untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan.

Tabel 6.12 *General Expenses*

| General Expenses (GE) | | | |
|------------------------------|-----------------------|-----------------------------|------------------------|
| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
| 1 | <i>Administration</i> | Rp 9.450.000.000,00 | \$ 614.994,14 |
| 2 | <i>Sales Expenses</i> | Rp 37.800.000.000,00 | \$ 2.459.976,57 |
| 3 | <i>Research</i> | Rp 12.600.000.000,00 | \$ 819.992,19 |
| 4 | <i>Finance</i> | Rp 4.663.450.464,52 | \$ 303.491,50 |
| Total | | Rp 64.513.450.464,52 | \$ 4.198.454,41 |

Tabel 6.13 *Total Production Cost*

| Total Production Cost | | | |
|------------------------------|--------------------------------|------------------------------|-------------------------|
| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
| 1 | <i>Manufacturing Cost (MC)</i> | Rp 203.005.777.164,68 | \$ 13.211.361,26 |
| 2 | <i>General Expenses (GE)</i> | Rp 64.513.450.464,52 | \$ 4.198.454,41 |
| Total | | Rp 267.519.227.629,20 | \$ 17.409.815,67 |

6.4 Analisa Keuntungan

1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 315.000.000.000,00

Total biaya produksi : Rp 267.519.227.629,20

Keuntungan : Total Penjualan – Total Biaya Produksi

: Rp 47.480.772.370,80

2. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : Rp 10.445.769.921,58

Keuntungan : Keuntungan Sebelum Pajak – Pajak

: Rp 37.035.002.449,22

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)

Return on investment (ROI) adalah rasio profit yang didapatkan dari investasi atau keuntungan yang didapatkan dari investasi yang sudah dikeluarkan. Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut laba/rugi atau bunga.

$$\% ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

a) ROI Sebelum Pajak (ROI b)

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11%. (*Aries & Newton, 1955*)

$$\% ROI = \frac{\text{Keuntungan Sebelum Pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$\% ROI = \frac{\text{Rp } 47.480.772.370,80}{\text{Rp } 145.400.934.142,23} \times 100\%$$

$$\% ROI = 33\%$$

b) ROI Setelah Pajak (ROI a)

$$\% ROI = \frac{\text{Keuntungan Setelah Pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$\% ROI = \frac{\text{Rp } 37.035.002.449,22}{\text{Rp } 145.400.934.142,23} \times 100\%$$

$$\% ROI = 25\%$$

2. Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah jangka waktu pengembalian modal yang sudah ditanam berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini dibutuhkan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang sudah dilakukan akan kembali. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Sebelum Pajak} + 0.1 \times \text{Fixed Capital})} \times 100\%$$

a) POT Sebelum Pajak (POT b)

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Sebelum Pajak} + 0.1 \times \text{Fixed Capital})} \times 100\%$$

$$POT = \frac{Rp\ 145.400.934.142,23}{(Rp\ 47.480.772.370,80 + 0.1 \times Rp\ 145.400.934.142,23)} \times 100\%$$

$$POT = 2,3\ \text{tahun}$$

b) POT Setelah Pajak (POT a)

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Setelah Pajak} + 0.1 \times \text{Fixed Capital})} \times 100\%$$

$$POT = \frac{Rp\ 145.400.934.142,23}{(Rp\ 37.035.002.449,22 + 0.1 \times Rp\ 145.400.934.142,23)} \times 100\%$$

$$POT = 2,8\ \text{tahun}$$

3. Break Event Point (BEP)

Break event point adalah titik impas atau biasa disebut balik modal yaitu suatu titik dimana kondisi pabrik mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Perusahaan yang sudah mencapai titik *break event point* yaitu perusahaan yang sudah mempunyai kesamaan antara modal yang digunakan untuk melakukan proses suatu produksi dengan pendapatan produk yang sudah dihasilkan. Jumlah produksi saat penjualan sama dengan pengeluaran. Pabrik akan mengalami kerugian jika beroperasi dibawah *break event point*, dan apabila beroperasi diatas *break event point* pabrik bisa dikatakan untung. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40 – 60%.

$$BEP = \frac{Fa + 0.3Ra}{Sa - Va - (0.7Ra)} \times 100\%$$

Dimana:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost*

Ra : *Annual Regulated Expenses*

Va : *Annual Variable Value*

Sa : *Annual Sales Value*

Tabel 6.14 *Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

| <i>Fa (Fixed Capital)</i> | | | |
|---------------------------|-----------------------|-----------------------------|----------------------|
| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
| 1 | <i>Depresiasi</i> | Rp 11.632.074.731,38 | \$ 757.000,83 |
| 2 | <i>Property Taxes</i> | Rp 1.454.009.341,42 | \$ 94.625,10 |
| 3 | <i>Insurance</i> | Rp 1.454.009.341,42 | \$ 94.625,10 |
| Total | | Rp 14.540.093.414,22 | \$ 946.251,04 |

Tabel 6.15 Annual Regulated Expenses (Ra)

| Ra (Regulated Cost) | | | |
|----------------------------|--------------------|-----------------------------|------------------------|
| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
| 1 | Gaji Karyawan | Rp 16.572.000.000,00 | \$ 1.104.800,00 |
| 2 | Payroll Overhead | Rp 372.870.000,00 | \$ 24.858,00 |
| 3 | Supervision | Rp 248.580.000,00 | \$ 16.572,00 |
| 4 | Plant Overhead | Rp 1.242.900.000,00 | \$ 82.860,00 |
| 5 | Laboratorium | Rp 248.580.000,00 | \$ 16.572,00 |
| 6 | General Expense | Rp 64.513.450.464,52 | \$ 4.300.896,70 |
| 7 | Maintenance | Rp 2.908.018.682,84 | \$ 193.867,91 |
| 8 | Plant Supplies | Rp 436.202.802,43 | \$ 29.080,19 |
| Total | | Rp 86.542.601.949,79 | \$ 5.769.506,80 |

Tabel 6.16 Annual Variable Value (Va)

| Va (Variable Cost) | | | |
|---------------------------|--------------------|------------------------------|-------------------------|
| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
| 1 | Raw Material | Rp 142.973.037.011,38 | \$ 9.531.535,80 |
| 2 | Packaging | Rp 12.600.000.000,00 | \$ 840.000,00 |
| 3 | Shipping | Rp 3.150.000.000,00 | \$ 210.000,00 |
| 4 | Utilities | Rp 18.649.695.253,81 | \$ 1.243.313,02 |
| 5 | Royalty & Patents | Rp 3.150.000.000,00 | \$ 210.000,00 |
| Total | | Rp 180.522.732.265,19 | \$ 12.034.848,82 |

Tabel 6.17 Annual Sales (Sa)

| Sa (Sales) | | | |
|-------------------|--------------------|------------------------------|-------------------------|
| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
| 1 | Annual Sales Value | Rp 315.000.000.000,00 | \$ 21.000.000,00 |
| Total | | Rp 315.000.000.000,00 | \$ 21.000.000,00 |

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada table diatas, maka didapatkan nilai BEP sebesar:

$$BEP = \frac{Fa + 0.3Ra}{Sa - Va - (0.7Ra)} \times 100\%$$

$$BEP = \frac{Rp \ 14.540.093.414,22 + 0.3 \times Rp \ 86.542.601.949,79}{Rp \ 315.000.000.000,00 - Rp \ 180.522.732.265,19 - (0.7 \times Rp \ 86.542.601.949,79)} \times 100\%$$

$$BEP = 55\%$$

4. Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah titik dimana suatu aktivitas produksi dalam pabrik harus berhenti, hal ini disebabkan ada beberapa penyebab diantaranya yaitu *variable cost* yang sangat tinggi, atau keputusan yang salah dalam pengambilan keputusan yang mengakibatkan cost tidak ekonomis dan menyebabkan pabrik tidak menghasilkan profit yang diharapkan. Kapasitas persen minimal suatu pabrik bisa mencapai kapasitas produk dalam jangka waktu satu tahun, apabila persen yang ditentukan tidak bisa dicapai dalam waktu satu tahun maka pabrik yang sebelumnya beroperasi harus dihentikan/ditutup sementara atau ditutup secara permanen.

$$SDP = \frac{0.3Ra}{Sa - Va - (0.7Ra)} \times 100\%$$

Dimana:

Ra : *Annual Regulated Expenses*

Va : *Annual Variable Value*

Sa : *Annual Sales Value*

Didapatkan nilai perhitungan SDP sebagai berikut:

$$SDP = \frac{0.3Ra}{Sa - Va - (0.7Ra)} \times 100\%$$

$$SDP = \frac{0.3 \times \text{Rp } 86.542.601.949,79}{\text{Rp } 315.000.000.000,00 - \text{Rp } 180.522.732.265,19 - (0.7 \times \text{Rp } 86.542.601.949,79)} \times 100\%$$

$$SDP = 35\%$$

5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Discounted cash flow rate of return merupakan salah satu cara metode yang digunakan untuk menghitung prospek suatu pertumbuhan investasi dalam

beberapa kurun waktu kedepan. Gambaran metode *discounted cash flow rate of return* ini jika kita sebagai investor dan menginvestasikan Sebagian dana, ingin mengetahui pertumbuhan berapa persen atau mungkin berapa kali lipat setelah beberapa waktu kedepan. Bisa disebut juga arus kas yang terdiskon, dikarenakan dari cara menghitungnya adalah dengan mengestimasi arus dana yang akan datang untuk kemudian dipotong dan bisa menghasilkan nilai pada masa terkini. Persamaan untuk menghitung DCFR adalah sebagai berikut:

$$\frac{(WC + FCI)x(1 + I)^n}{CF} = [(1 + i)^{(n-1)} + (1 + i)^{(n-2)} + \dots + (1 + i) + 1] \frac{(WC + SV)}{CF}$$

Dimana:

FCI : *Fixed Capital Investment*

WC : *Working Capital Investment*

SV : *Salvage Value* (Depresiasi)

n : Umur Pabrik

i : Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut:

FCI = Rp 145.400.934.142,23

WCI = Rp 87.771.589.083,92

SV = Rp 11.632.074.731,38

n = 10 tahun

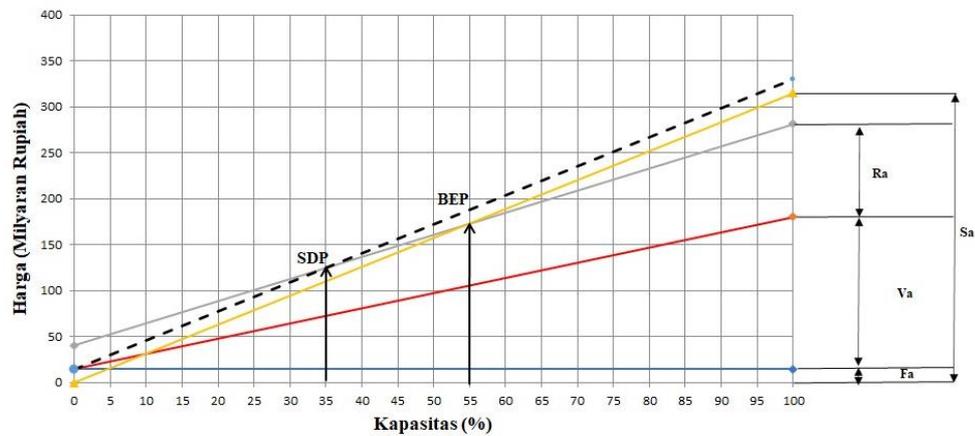
Sehingga diperoleh *trial & error* dapat dihitung nilai DCFR

Diperoleh nilai DCFR adalah:

DCFR = 23%

Tabel 6.18 Hasil Kelayakan Ekonomi

| Analisa Kelayakan | | |
|-------------------|-----------|--------------------------|
| Kriteria | Terhitung | Perbandingan |
| ROI sebelum pajak | 33% | Low 11%, High 44% |
| Roi setelah pajak | 25% | |
| POT sebelum pajak | 2,3 | Low 5 yr, High 2 yr |
| POT setelah pajak | 2,8 | |
| BEP | 55% | 40 - 60% |
| SDP | 35% | > 20% |
| DCFR | 23% | > 1,5 bunga bank = 8,63% |



Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

6.6 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perancangan pabrik Melamin dari *Urea* dengan kapasitas 70.000 ton/tahun, maka dapat disimpulkan bahwa:

1. Bahan baku urea didapatkan dari PT. Pupuk Kujang di Cikampek, Jawa Barat.
2. Pabrik melamin ini didirikan dengan pertimbangan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi impor, memberi lapangan pekerjaan, dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
3. Pabrik melamin ini akan didirikan di Cikampek, Jawa Barat, dengan pertimbangan dekat dengan bahan baku, tenaga kerja, pengembangan pabrik, ketersediaan air dan listrik, serta mempunyai prospek yang baik karena lokasinya dekat dengan PT. Pupuk Kujang.
4. Berdasarkan analisis ekonomi, maka didapatkan hasil sebagai berikut:
 - a) Keuntungan yang diperoleh
 - Sebelum pajak : Rp 50.924.749.937,96
 - Setelah pajak : Rp 39.721.304.951,61
 - b) *Return of Investment (ROI)*
 - Sebelum pajak : 35%
 - Setelah pajak : 27%

c) *Pay Out Time (POT)*

- Sebelum pajak : 2,2 tahun

- Setelah pajak : 2,7 tahun

d) *Break Event Point (BEP)* pada 51% kapasitas produksi dan *Shut Down Point (SDP)* pada 32% kapasitas produksi.

e) *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)* sebesar 24% suku bunga pinjaman dan suku bunga bank saat ini sebesar 8,63% (BI).

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik melamin dari urea dengan kapasitas 70.000 ton/tahun ini layak untuk dikaji lebih lanjut.

6.7 Saran

Perancangan pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian sebuah pabrik industri, antara lain:

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang ramah lingkungan.
3. Produk melamin ini dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang.

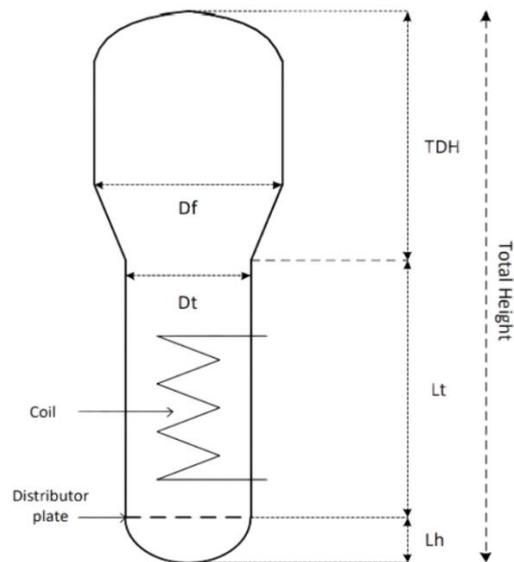
DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S. & Newton, R. D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw-Hill.
- Brown, G. G. (1978). *Unit Operation*. New York: Modern Asia Edition, John Willey and Sons, Inc.
- Brownell, L. E. & Young, E. H. (1959). *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons.
- Coulson, J.M & Richardson J.F, 1965, *An Introduction to Chemical Engineering Design*, Vol 6, Pergamon Press, Oxford.
- Kern, D.Q, 1965, *Process Heat Transfer*, International Student Edition, Mc. Graw Hill Co, Inc, Tokyo.
- King, C. Judson, 1974, *Separation Processes*, Mc. Graw Hill Publishing Company, New Delhi.
- Kirk, R.E & Othmer, D.F, 1978, *Encyclopedia of Chemical Tecnology*, 3rd ed, A Willey Interscience Publication, John Wiley and Sons, Inc, New York.
- Kirk, R.E. & Othmer, D.F. (1998). *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*, New York: John willey and Sons Inc.
- Kunii, D. & Levenspiel, O., 1977, *Flidization Engineering*, Original Edition, Robert E/ Krieger Publishing Co. New York.
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed, John Wiley and Sons, Inc, New York.

- Perry, R.H & Green, D.W., 1997, *Perry's Chemical Engineer's Hand Book*, 7th ed, Mc. Graw Hill Book Co, Inc, Tokyo.
- Peters, M. S. & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 4th penyunt. New York: McGraw-Hill, Inc.
- Treyball, R.E, 1981, *Mass Transfer Operation*, 3rd ed, Mc. Graw Hill Book Co, Inc, Tokyo.
- Ullman, 1990, *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, Vol A 16, VCH, Germany
- Ulrich, G.D, 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons, Inc, New York.
- Yaws, C.L, 1999, *Thermodynamics and Physical Property Data*, Mc. Graw Hill Book Co, Inc, New York.

LAMPIRAN

PERANCANGAN *FLUIDIZED BED REACTOR (FBR)*



Keterangan:

L_h : Tinggi Head

TDH : *Transport Disengaging Head*

L_t : Tinggi Zona Reaksi

D_f : Diameter *Freeboard*

D_t : Diameter Zona Reaksi

Kode : FBR

Fungsi: Tempat mereaksikan Urea menjadi Melamin, Amonia dan Karbondioksida

Langkah Perancangan:

1. Menentukan Tipe Reaktor

Dipilih reaktor tipe *fluidized bed* dengan pertimbangan:

- Reaktor *fluidized bed* merupakan reaktor dengan fase gas *solid*, dimana solidnya berupa katalis alumina dan gas berupa urea, amonia dan karbondioksida
- Temperatur dalam reaktor seragam sehingga proses akan lebih cepat
- Menggunakan partikel dengan ukuran kecil (katalis) sehingga memungkinkan terjadinya kontak lebih cepat dan reaksi berlangsung lebih cepat
- Baik digunakan untuk operasi skala besar

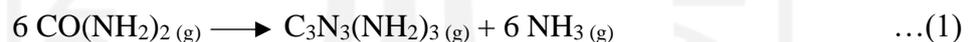
2. Menentukan Bahan Konstruksi Reaktor

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel SA 285 Grade A*, dengan pertimbangan:

- Bahan tahan terhadap korosi
- Bahan tahan terhadap panas (sampai dengan 900°F atau 482°C)

3. Menentukan Dimensi Reaktor

- Reaksi Utama



Fase Reaksi : Gas - Padat

Konversi : 95%

Kondisi Operasi : T = 395°C dan P = 3 atm

- Kinetika Reaksi

$$k = A \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right)$$

Keterangan:

A : Koefisien tumbukan

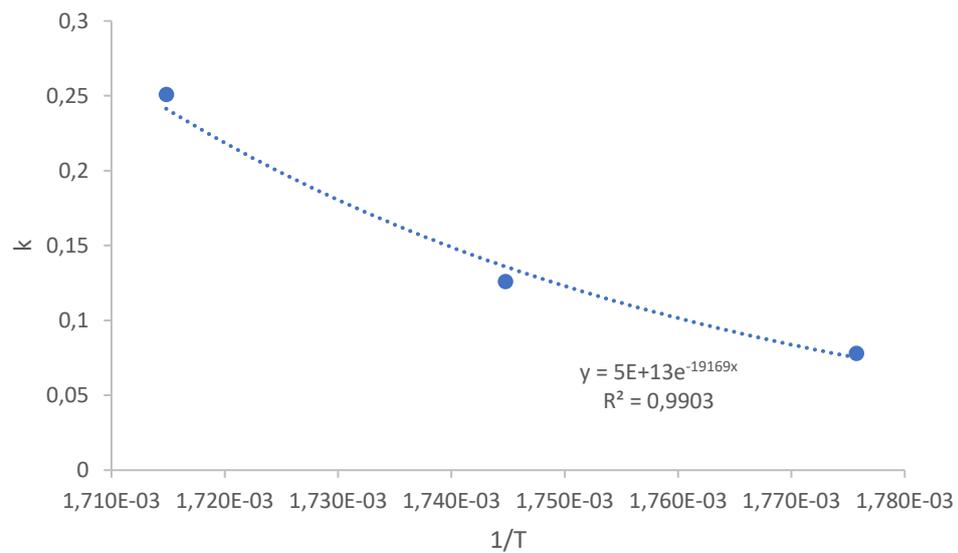
E_a : Energi aktivasi

R : Konstanta gas ideal

T : Suhu

Dari jurnal penelitian Kinoshita. (1954), diperoleh nilai $E_a = 29,5$ Kcal.

| T (K) | | k (mol ⁻¹ .hr) | |
|-------|-------------|---------------------------|-------|
| 1/T1 | 0,001775726 | k1 | 0,078 |
| 1/T2 | 0,001744744 | k2 | 0,126 |
| 1/T3 | 0,001714825 | k3 | 0,251 |



$$A = 5 \times 10^{13}$$

$$E_a = 29,5 \text{ Kcal}$$

$$= 123428 \text{ Joule}$$

$$R = 8,3145 \text{ J.K}^{-1}.\text{mol}^{-1}$$

$$T = 668,15 \text{ K}$$

$$k = 11216,20 \text{ mol}^{-1}.\text{hr}$$

- Bilangan Hatta

– Menghitung koefisien difusi gas

$$D_v = \frac{1.013 \times 10^{-7} T^{1.75} \left(\frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b} \right)^{1/2}}{P \left[\left(\sum_a v_i \right)^{1/3} + \left(\sum_b v_i \right)^{1/3} \right]^2}$$

(Coulson, 331)

Keterangan:

D_v : Difusifitas (m^2/s)

T : Suhu (K)

M_a, M_b : Massa molekul komponen a dan b

P : Tekanan (bar)

$\sum_a V_i, \sum_b V_i$: Penjumlahan dari koefisien volume difusi khusus untuk komponen a dan b

$T = 668,15 \text{ K}$

$P = 3,039 \text{ bar}$

$M_a \text{ CH}_4\text{N}_2\text{O} = 60,056$

$M_b \text{ H}_2\text{O} = 28,9647$

$\sum_a V_i \text{ CH}_4\text{N}_2\text{O} = 41,28$

$\sum_b V_i \text{ H}_2\text{O} = 20,1$

$D_v = 0,000017365 \text{ m}^2/\text{s}$

– Menghitung Bilangan Hatta

$$M_H^2 = \frac{\text{maximum possible conversion in the film}}{\text{maximum diffusional transport through the film}}$$

$$= \frac{k C_{A_i} C_{B_i} x_0}{\frac{D_{A_i}}{x_0} \cdot C_{A_i}} = \frac{k C_{B_i} D_{A_i}}{k_{A_i}^2}$$

(Lavenspiel: 534)

$k_1 = 1761517,495 \text{ mol}^{-1} \cdot \text{hr}$

$k_2 = 11216,20 \text{ mol}^{-1} \cdot \text{hr}$

HA $k_1 = 0,018897$

HA $k_2 = 0,001508$ (Reaksi lambat)

HA > 2 : Difusi gas adalah faktor yang berpengaruh

$0,02 < \text{HA} < 2$: Difusi gas dan kecepatan reaksi adalah reaksi yang berpengaruh

HA $< 0,02$: Reaksi kimia adalah faktor yang berpengaruh

Karena HA $< 0,02$, reaksi kimia adalah faktor yang berpengaruh

- Menghitung Densitas Gas (ρ_g)

$$\rho_g = \frac{BM \text{ camp} \cdot P}{R \cdot T}$$

(Lavenspiel, 1999: 657)

Dengan:

$$P = 3 \text{ atm}$$

$$R = 82,06 \text{ L.atm/kmol.K}$$

$$T = 688,15 \text{ K}$$

| Komponen | BM (kg/kmol) | m (kg/jam) | n (kmol/jam) | Xi | BM.Xi |
|---|--------------|------------|--------------|-------|----------|
| Urea ($\text{CH}_4\text{N}_2\text{O}$) | 60,056 | 5.705,320 | 95 | 0,302 | 18,13802 |
| Biuret ($\text{C}_2\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_2$) | 103,08 | 32,707 | 0,317 | 0,001 | 0,10398 |
| Ammonia (NH_3) | 17,031 | 2.489,172 | 146,155 | 0,465 | 7,91343 |
| Carbondioksida (CO_2) | 44,01 | 3.216,148 | 73,078 | 0,232 | 10,22459 |
| Total | 224,177 | 11.443,347 | 314,550 | 1 | 36,38002 |

$$\rho_g = 0,00199 \text{ kg/L}$$

$$= 1,99058 \text{ kg/m}^3$$

- Menghitung Viskositas Gas

$$(\mu_g) \mu = A + BT + CT^2 \quad (\text{Yaws, 476})$$

| Komponen | A | B | C |
|--|---------|------------|-------------|
| Urea ($\text{CH}_4\text{N}_2\text{O}$) | -13,895 | 2,7802E-01 | -3,8420E-05 |
| Ammonia (NH_3) | -7,874 | 3,6700E-01 | -4,4700E-06 |
| Carbondioksida (CO_2) | 11,336 | 4,9918E-01 | -1,0876E-04 |

| Komponen | $\mu\text{g (cP)}$ | $\mu\text{g campuran (cP)}$ | $\mu\text{g (kg/m.s)}$ |
|--|--------------------|-----------------------------|------------------------|
| Urea ($\text{CH}_4\text{N}_2\text{O}$) | 0,01547 | 0,004673 | 0,000005 |
| Ammonia (NH_3) | 0,02353 | 0,010935 | 0,000011 |
| Carbondioksida (CO_2) | 0,02963 | 0,006884 | 0,000007 |
| Total | 0,06864 | 0,022492 | 0,000022 |

- Menghitung Volumetrik Kecepatan Gas Umpan (Q)

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{M}{\rho} \\
 &= \frac{11443,347}{1,99058} \\
 &= 5748,7623 \text{ m}^2/\text{jam} \\
 &= 1,5969 \text{ m}^2/\text{s}
 \end{aligned}$$

- Katalis

Jenis : Alumina (Al_2O_3)

Bentuk : *Powder*

Densitas padatan (ρ_s) : 3950 kg/m^3

Diameter partikel (d_p) : 0,2 mm

Berdasarkan Tabel 3. Kunii, 1991 Halaman 69, diperoleh nilai:

Sperisistas : 0,86

Voidage at minimum fluidizing (ϵ_{mf}) : 0,44

Voidage at fluidizing (ϵ_m) : 0,4

4. Menghitung Kecepatan Fluidisasi Minimum (Umf)

$$\frac{d_p \cdot U_{mf} \cdot \rho_g}{\mu} = \left[(33,7)^2 + \frac{(0,0408) \cdot (d_p)^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33,7$$

(Kunii, 1991: 70)

Keterangan:

d_p : Diameter partikel katalis (m)

U_{mf} : Kecepatan pada saat fluidisasi minimum (m/s)

ρ_g : Densitas campuran gas (kg/m^3)

ρ_s : Densitas padatan (kg/m^3)

g : Gravitasi (m/s^2)

Sehingga,

$$U_{mf} = 0,041 \text{ m/s}$$

Maka kecepatan minimum yang harus dicapai gas agar terjadi fluidisasi yaitu 0,041 m/s.

Syarat terjadinya fluidisasi adalah ketika kecepatan gas masuk (U_0) lebih besar dari kecepatan minimum fluidisasinya (U_{mf}) (Lavenspiel, 1999).

5. Menentukan Kecepatan Terminal (U_t)

$$U_t = \left[\frac{4dp(\rho_s - \rho_g)g}{3\rho_g C_D} \right]^{1/2}$$

(Kunii:80)

$$Ar = \frac{dp^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2}$$

(Kunii: 69)

$$Ar = 1217,946$$

$$Re_{p,mf} = [(33,7)^2 + 0,0408 Ar]^{1/2} - 33,7$$

(Kunii:70)

$$Re_p = 558,991$$

$$C_D = \frac{24}{Re_p} [1 + (8.1716e^{-4.0655\phi_s}) Re_p^{0.0964 + 0.5565\phi_s}] + \frac{73.69(e^{-5.0748\phi_s}) Re_p}{Re_p + 5.378e^{6.2122\phi_s}}, \quad [-]$$

(Kunii: 55)

$$C_D = 0,0472$$

Sehingga:

$$U_t = 54,9212 \text{ m/s}$$

Maka kecepatan maksimum yang harus dicapai agar padatan yang terfluidisasi tidak ikut terbawa keluar reaktor dan dapat jatuh kembali yaitu 54,9212 m/s.

6. Menghitung Diameter Zona Reaksi (dt)

Untuk menghindari terikutnya partikel keluar dari reaktor, maka kecepatan gas fluidisasi harus dijaga antara kecepatan minimum fluidisasi (U_{mf}) dan kecepatan terminal (U_t).

Untuk diameter partikel $< 0,8$ mm maka harga U_0 yang diizinkan antara $0,1 - 5$ m/s.

$$U_0 \text{ (Kecepatan gas masuk)} < 20 \times U_{mf} \quad (\text{Perry:1555, 17-5 Fig 17-6})$$

$$\begin{aligned} U_0 &= 10 \times U_{mf} \\ &= 10 \times 0,041 \text{ m/s} \\ &= 0,4121 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_0}$$

$$A = 3,8753 \text{ m}^2$$

$$dt = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{0,5}$$

$$\begin{aligned} dt &= 2,2219 \text{ m} \\ &= 87,4750 \text{ in} \end{aligned}$$

7. Menghitung Transport Disengaging Height (TDH)

$$U_{mf} = 0,041 \text{ m/s}$$

$$dt = 2,2219 \text{ m}$$

Berdasarkan Kuni (Gambar 5, halaman 173), diperoleh nilai TDH/dt yaitu 1,7.

$$TDH = 3,7772 \text{ m}$$

Dengan faktor keamanan 20%, maka:

$$\begin{aligned} TDH &= 1,2 \times 3,7772 \\ &= 4,5326 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka tinggi yang dibutuhkan untuk gas keluar pada bagian atas reaktor dihitung dari permukaan padatan adalah 4,5326 m.

8. Menghitung Tebal Shell

Tebal Dinding Reaktor (Shell)

Dapat dihitung dengan persamaan:

$$t_s = \frac{p \times r t}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959: 254})$$

Dengan:

P: Tekanan desain reaktor = 3 atm = 44,0878 psi

rt: *Inside radius of shell* = (dt/2)

f : Tekanan maksimum yang diizinkan sesuai bahan yang dipakai = 10250

E: Efisiensi pengelasan = 0,85

C: Faktor korosi = 0,125

Maka,

ts = 0,3470 in, digunakan tebal *shell* standar 3/8 in atau 0,375 in.

- Menghitung tebal dan tinggi *head*

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis *head* yaitu:

– *Flanged & Standar Dished Head*

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

– *Torispherical Flanged & Dished Head*

Digunakan untuk tekanan hingga 15 bar ataupun dapat digunakan untuk tekanan atmosferic dan harganya cukup ekonomis.

– *Eliptical Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi yang tinggi dan harganya cukup mahal.

– *Hemispherical Head*

Digunakan untuk tekanan operasi yang sangat tinggi dan kuat, ukuran yang tersedia sangat terbatas.

Tebal *Head* Atas

Untuk menghitung diameter luar digunakan persamaan:

$$OD = df + 2 ts$$

$$OD = 3,683 \text{ m} + (2 \times 0,0088) \text{ m}$$

$$= 3,7002 \text{ m}$$

$$= 145,6786 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young (Tabel 5.7, halaman 90), untuk OD yang mendekati 145,6786 in dengan tebal *shell* 3/8 in diperoleh nilai:

Jari-jari sudut dalam *dish head*: $icr = 9,375$ in

Jari-jari *dish head*: $rc = 144$ in

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right)$$

$$= 1,7298 \text{ in}$$

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2f \cdot E - 0,2 W}$$

$$= 0,6302 \text{ in}$$

Digunakan th standar 0,75 in.

Tebal Head Bawah

Untuk menghitung diameter luar digunakan persamaan:

$$OD = ID + 2ts$$

$$OD = 2,2219 + (2 \times 0,0088)$$

$$= 2,2395 \text{ m}$$

$$= 88,1690 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young (Tabel 5.7, halaman 90), untuk OD yang mendekati 88,1690 in dan tebal *shell* 3/8 in diperoleh nilai:

Jari-jari dalam sudut *dish head*: $icr = 5,5$ in

Jari-jari dalam *dish head*: $cr = 90$ in

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right)$$

$$= 2,7955 \text{ in}$$

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2f \cdot E - 0,2 W}$$

$$= 0,6366 \text{ in}$$

Digunakan tebal *head* standar 0,75 in.

Tinggi Head Atas

$$ID = 3,6826 \text{ m}$$

$$OD = ID + 2th$$

$$= 3,6826 + (2 \times 0,0160)$$

$$= 3,7146 \text{ m}$$

$$= 146,2451 \text{ in}$$

$$OD \text{ standar} = 156 \text{ in}$$

$$sf = 1,5 \text{ in} = 0,0381 \text{ m}$$

$$icr = 9,375 \text{ in} = 0,2381 \text{ m}$$

$$r = 144 \text{ in} = 3,6576 \text{ m}$$

$$a = \frac{ID}{2} = 1,8413 \text{ m}$$

$$AB = a - irc = 1,6032 \text{ m}$$

$$BC = rc - irc = 3,4195 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 + AB^2} = 3,0204 \text{ m}$$

$$b = rc - AC = 0,6372 \text{ m}$$

$$\text{Dipilih } sf = 1,5 \text{ in} = 0,0381 \text{ m}$$

$$Lh = th + b + sf = 0,6913 \text{ m}$$

Dengan faktor keamanan 20%, maka $Lh = 0,8296 \text{ m}$

Tinggi Head Bawah

$$ID = 2,2219 \text{ m}$$

$$OD = ID + 2ts$$

$$= 2,2219 + (2 \times 0,0088)$$

$$= 2,2395 \text{ m}$$

$$= 88,1690 \text{ in}$$

$$OD \text{ standar} = 90 \text{ in}$$

$$sf = 1,5 \text{ in} = 0,0381 \text{ m}$$

$$icr = 5,5 \text{ in} = 0,1397 \text{ m}$$

$$r = 90 \text{ in} = 2,2860 \text{ m}$$

$$a = \frac{ID}{2} = 1,1109 \text{ m}$$

$$AB = a - irc = 0,9712 \text{ m}$$

$$BC = rc - irc = 2,1463 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 + AB^2} = 1,9140 \text{ m}$$

$$b = rc - AC = 0,3720 \text{ m}$$

$$\text{Dipilih } sf = 1,5 \text{ in} = 0,0381 \text{ m}$$

$$Lh = th + b + sf = 0,4263 \text{ m}$$

Dengan faktor keamanan 20%, maka $Lh = 0,5115 \text{ m}$

9. Menghitung Tinggi Zona Reaksi

$$\ln \frac{C_{A0}}{C_A} = \left[\gamma_b \cdot k + \frac{1}{K_{bc} + \frac{1}{\gamma_c \cdot k + \frac{1}{\frac{1}{K_{ce}} + \frac{1}{\gamma_e \cdot k}}}} \right] \cdot \frac{L_f}{U_b}$$

(Kunii:160, 291)

Keterangan:

k = Kecepatan reaksi kimia

K_{bc}, K_{ce} = Koefisien perpindahan massa (s^{-1})

L_t = Tinggi dari *bubbling bed* (m)

U_b = Kecepatan gelembung (m/s)

γ_b = Rasio padatan yang terdispersi dalam gelembung dan volume gelembung dalam *bed*

γ_c = Rasio padatan yang terdispersi dalam gas dan volume gelembung dalam *bed*

γ_e = Rasio antara padatan yang terdispersi dalam emulsi dan volume gelembung dalam *bed*

- Menghitung Kecepatan Gelembung (U_b)

$$U_b = U_0 - U_{mf} + U_{br}$$

(Kunii, 1991: 147)

Dimana:

Mencari d_b (diameter gelembung) menggunakan Fig. 4.14 buku Kunii Halaman 131.

$$d_b = 0,09 \text{ m} = 9 \text{ cm}$$

$$U_0 - U_{mf} = 0,3709$$

$$\begin{aligned} U_{br} &= 0,711 \times (9,8 \times 0,0161)^{1/2} \\ &= 0,2822 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Maka:

$$U_b = 0,6531 \text{ m/s}$$

$$= 65,3057 \text{ cm/s}$$

$$\delta = \frac{U_o - U_{mf}}{U_b}$$

$$\delta = 0,5679$$

- Rasio Padatan yang Terdispersi dalam Gelembung dan Volume Gelembung dalam *Bed* (Kunii: 158)

$$\gamma_b = 0,005$$

- Rasio Padatan yang Terdispersi dalam Gas dan Volume Gelembung dalam *Bed* (Kunii: 158).

$$\gamma_c = (1 - \epsilon_{mf}) \left[\frac{3 \cdot U_{mf} / \epsilon_{mf}}{U_{br} - U_{mf} / \epsilon_{mf}} + \alpha \right]$$

α (fw) dicari dari Fig. 8 (Kunii: 124)

$$\alpha(\text{fw}) = 0,65$$

$$\epsilon_{mf} = 0,44$$

$$\gamma_c = 1,198$$

- Rasio antara Padatan yang Terdispersi dalam Emulsi dan Volume Gelembung dalam *Bed* (Kunii: 158)

$$\gamma_e = \frac{(1 - \epsilon_{mf})(1 - \delta)}{\delta} - (\gamma_c + \gamma_b)$$

$$\gamma_e = -0,777$$

- Koefisien Perpindahan Massa (Kunii: 251)

$$K_{bc} = 4,5 \frac{U_{mf}}{db} + 5,85 \frac{\varphi^{1/2} g^{1/4}}{db^{5/4}}$$

$$\varphi \text{ (Koefisien difusi molekuler)} = 0,204 \text{ cm}^2/\text{s} = 0,0000204 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$K_{bc} = 19,703 \text{ s}^{-1}$$

- Koefisien Perpindahan Massa (Kunii: 251)

$$K_{ce} = 6,78 \left(\frac{\epsilon_{mf} \cdot \varphi \cdot U_b}{db^3} \right)^{1/2}$$

$$K_{ce} = 8,0426 \text{ s}^{-1}$$

Maka, L_t :

$$\ln \frac{C_{A0}}{C_A} = \left[\gamma b \cdot k + \frac{1}{K_{bc} + \frac{1}{\gamma c \cdot k + \frac{1}{\frac{1}{K_{ce}} + \frac{1}{\gamma e \cdot k}}}} \right] \cdot \frac{L_f}{U_b}$$

$$L_t = 6,976 \text{ m}$$

Dengan faktor keamanan 20%, maka $L_t = 8,372 \text{ m}$

Sehingga, tinggi total reaktor = $L_h + L_t + \text{TDH}$

$$= 14,245 \text{ m}$$

10. Menghitung Diameter *Freeboard*

Untuk menghindari terjadinya *entrainment* atau terjadinya aliran partikel padat pada *freeboard*, maka kecepatan gas pada *freeboard* (U_c) < U_t .

Asumsi $U_c = 0,15 \text{ m/s}$

$$A_f = \frac{Q}{U}$$

$$A_f = 10,646 \text{ m}^2$$

$$D_f = \left[\frac{4x A}{\pi} \right]^{1/2}$$

$$D_f = 3,6826 \text{ m}$$

11. Menghitung Dimensi Gas *Distribution Plate*

a. Menghitung ΔP Melalui Distributor

Persamaan yang digunakan:

$$\frac{\Delta P_b}{L_{mf}} = (1 - \epsilon_{mf})(\rho_s - \rho_g) \frac{g}{g_c}$$

(Kunii: 69)

$$\frac{L_{mf}}{L_f} = 1 - \delta$$

$$\rho_g = 1,9906 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_s = 3950 \text{ kg/m}^3$$

$$L_{mf} = 3,6175 \text{ m}$$

Maka diperoleh, $\Delta P = 7997,8868 \text{ kg/m}^2 = 0,774 \text{ atm}$

b. Menghitung Koefisien Orifice (Ret)

$$\text{Ret} = \frac{Dt \cdot U_o \cdot \rho g}{\mu}$$

(Kunii: 105)

$$\text{Ret} = 81029,103$$

Berdasarkan Kunii (halaman 105), dengan $\text{Ret} > 3000$ diperoleh nilai koefisien orifice (C_d) sebesar 0,6.

c. Menghitung Kecepatan Gas Melalui Orifice (Uor)

$$U_{or} = C_d \left[\frac{2 \times g_c \times \Delta p}{\rho g} \right]^{1/2}$$

(Kunii: 105)

$$U_{or} = 0,5292 \text{ m/s}$$

d. Menghitung Jumlah lubang (Nor)

$$N_{or} = \frac{4 \cdot U_o}{\pi \cdot U_{or} \cdot d_{or}^2}$$

(Kunii: 106)

$$N_{or} = 100 / \text{m}^2$$

$$d_{or} = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{U_o}{U_{or}} \right) \left(\frac{1}{N_{or}} \right) \right]^{1/2}$$

(Kunii: 106)

$$d_{or} = 0,100$$

$$A = \frac{\pi d_{or}^2}{4}$$

$$A = 3.8753 \text{ m}^2$$

Jumlah lubang: 387,5292 lubang

12. Menghitung Waktu Tinggal Dalam Reaktor

$$t = \frac{Lt}{U_o}$$

$$t = 20,3161 \text{ s}$$

13. Menghitung Volume Dalam Reaktor (Vr)

Volume reaktor adalah volume *vessel* reaktor ditambah dengan volume kedua *head*.

$$\begin{aligned} V \text{ head atas} &= 0,000049 \times (Df)^2 \times Lf \\ &= 0,006 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$V \text{ TDH} = \frac{\pi}{2} \times (Df)^2 \times (L \text{ TDH} - Lf) + \frac{1}{4} (Df^2 + Df \times Dt + Dr^2)$$

$$V \text{ TDH} = 1,7942 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} V \text{ reaksi} &= \frac{\pi}{4} \times (Dt^2) \times Lt \\ &= 32,4423 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ head bawah} &= 0,000049 \times (Dt)^2 \times Lt \\ &= 0,0020 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_r &= V \text{ head atas} + V \text{ TDH} + V \text{ reaksi} + V \text{ head bawah} \\ &= 34,2441 \text{ m}^3 \\ &= 34244,0756 \text{ Liter} \end{aligned}$$

Maka diperoleh volume dalam reaktor adalah $34,2441 \text{ m}^3$ atau $34244,0756$ liter.

14. Menghitung Tinggi Total Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reaktor} &= Lt + TDH + Lh \\ &= 14,2453 \text{ m} \end{aligned}$$

15. Menghitung Kebutuhan Katalis

$$W = At \times Lm \times (1 - \epsilon m) \times \rho_s$$

$$At = \frac{1}{4} \pi Dt^2$$

$$At = 3,8753$$

$$\frac{Lf}{Lm} = \left(\frac{1 - \epsilon m}{1 - \epsilon f} \right) = \frac{\rho_s}{\rho_f}$$

$$1 - \theta = \frac{1 - \epsilon m}{1 - \epsilon f} = \frac{\rho_s}{\rho_f}$$

$$Lf = \frac{Lm}{1 - \theta} = \frac{Lm \times (1 - \epsilon m)}{(1 - \theta) \times (1 - \epsilon m f)}$$

$$Lm = 2,8136$$

$$\begin{aligned} W &= 25841,4752 \text{ kg} \\ &= 25,8415 \text{ ton} \end{aligned}$$

16. Menghitung Luas Perpindahan Panas

$$T_1 \text{ (suhu masuk)} = 135 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_2 \text{ (suhu keluar)} = 395 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_1 \text{ (suhu pemanas masuk)} = 405 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 \text{ (suhu pemanas keluar)} = 395 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{T_2 - T_1}{\ln \frac{T_2}{T_1}}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = 76,732 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 170,117 \text{ }^\circ\text{F}$$

17. Menentukan Dimensi Koil Pemanas

Media yang digunakan berupa *molten salt*

Molten salt:

$$\text{KNO}_3 \text{ (Kalium Nitrat)} = 40\%$$

$$\text{NaNO}_3 \text{ (Natrium Nitrat)} = 60\%$$

$$T \text{ masuk } \textit{molten salt} = 405 \text{ }^\circ\text{C} = 678,15 \text{ K}$$

$$T \text{ keluar } \textit{molten salt} = 395 \text{ }^\circ\text{C} = 668,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = 10 \text{ }^\circ\text{C} = 283,15 \text{ K}$$

$$T \text{ rata-rata} = 400 \text{ }^\circ\text{C} = 673,15 \text{ K}$$

$$\text{Densitas } \textit{molten salt} = 1549 \text{ kg/m}^3$$

$$m \textit{ molten salt} = 38271,4052 \text{ kg/jam}$$

- kecepatan volumetrik *steam* (Q_v)

$$Q_v = \frac{m \textit{ steam}}{\rho \textit{ steam}}$$

$$Q_v = 24,7091 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Menentukan diameter minimum koil

Untuk aliran koil atau *tube*, batas kecepatan antara 1,5 – 2,5 m/s.

$$\text{Kecepatan pemanas} = 2,5 \text{ m/s}$$

$$= 9000 \text{ m/jam}$$

$$\text{Debit air pemanas} = 24,7091 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = \frac{24,7091 \text{ m}^3/\text{jam}}{9000 \text{ m/jam}}$$

$$= 0,0027 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned}
 ID &= \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} \\
 &= 0,0591 \text{ m} \\
 &= 2,3283 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diameter standar (Tabel 11 Kern halaman 844)

$$\text{NPS} = 2,5 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{OD} = 2,88 \text{ in} = 0,0732 \text{ m} = 0,2400 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,32 \text{ in} = 0,0590 \text{ m} = 0,1936 \text{ ft}$$

$$\text{Flow area per pipe (A')} = 4,23 \text{ in}$$

$$\text{Surface (a'')} = 0,753 \text{ ft}^2/\text{ft (outside)}$$

$$= 0,609 \text{ ft}^2/\text{ft (inside)}$$

$$\text{L/D} = 61,9888$$

- Menentukan hi

$$K \text{ steam pemanas} = 0,4988 \text{ W/m.K} = \text{Btu/ft.jam.K}$$

$$\text{Kapasitas panas (Cp)} = 1,53 \text{ J/g.K} = 1,53 \text{ Kj/kg.K}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 2,0753 \text{ cP}$$

$$Gt = \frac{m}{A}$$

$$Gt = 108579,9164 \text{ lb.ft}^2/\text{jam}$$

$$V = \frac{Gt}{\rho}$$

$$V = 21,3655 \text{ m/jam}$$

$$Re = \frac{ID \times Gt}{\mu}$$

$$Re = 50357,0676$$

$$jH = 130 \text{ (Grafik 24. Kern. Halaman 834)}$$

$$hc = j \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{-1/3} \left(\frac{\mu}{\mu\omega}\right)^{-0,14}$$

(Kunii: 723)

$$hi = 358,8365 \text{ Btu/ft.jam.K}$$

- Menentukan hio

$$hio = hi \frac{ID}{OD}$$

$$hio = 289,4365 \text{ Btu/ft.jam.K}$$

Untuk koil, nilai hio harus dikoreksi dengan faktor korosi.

$$hio \text{ koil} = hio \text{ pipa} \left(1 + 3,5 \frac{D_{koil}}{D_{spiral\ koil}}\right)$$

$$\text{Diambil } D \text{ spiral koil} = 75\% \times \text{Diameter tangka}$$

$$D \text{ spiral koil} = 65,6062 \text{ in} = 5,4672 \text{ ft}$$

$$hio \text{ koil} = 325,3061 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam.K}$$

- Menentukan ho

$$hc = j \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{-1/3} \left(\frac{\mu}{\mu\omega}\right)^{-0,14}$$

(Kunii: 723)

$$ho = 2,2143 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

- Menentukan Uc

$$Uc = \frac{ho \times hio \text{ koil}}{ho + hio \text{ koil}}$$

(Kern: 720)

$$Uc = 2,1994 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

- Menentukan Ud

$$Rd = 0,001$$

$$Ud = \frac{hD \times Uc}{hD + Uc}$$

(Kern: 723)

$$hD = \frac{1}{Rd} = 1000 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$Ud = 2,1945 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

- Menentukan luas bidang transfer panas

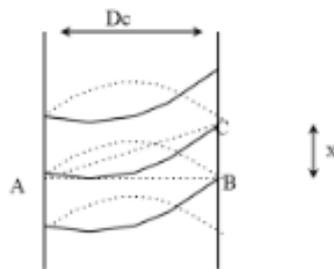
$$A = \frac{Q_{total}}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

(Kern: 723)

$$A = 102,5218 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} L_{\text{pipa koil}} &= \frac{A}{a'} \\ &= 136,1511 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Menentukan jumlah lengkungan koil



$$\begin{aligned} D_c &= 0,7 \times ID \\ &= 1,5553 \text{ m} \end{aligned}$$

$$AB = ID$$

$$BC = x$$

$$AC = \sqrt{(AB)^2 + (BC)^2}$$

$$AC = \sqrt{(ID)^2 + x^2}$$

$$\text{Busur AB} = \frac{1}{2}\pi D_c$$

$$\text{Busur AC} = \frac{1}{2}\pi AC$$

$$x = 0,5 \times OD$$

$$x = 0,03657 \text{ m}$$

$$AC = 1,5557 \text{ m}$$

Panjang satu putaran

$$K_{\text{lilitan}} = \frac{1}{2} \text{ putaran miring} + \frac{1}{2} \text{ putaran datar}$$

$$= \frac{1}{2}\pi D_c + \frac{1}{2}\pi AC$$

$$\text{Keliling busur AB} = \frac{1}{2}\pi D_c = 0,1884 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur AC} = \frac{1}{2}\pi AC = 8,0135 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} K \text{ lilitan} &= \frac{1}{2}\pi(D_c) + \frac{1}{2}\pi((D_c^2+x^2)^{\frac{1}{2}}) \\ &= 16,0247 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Menentukan banyaknya lilitan

$$\begin{aligned} N \text{ lilitan} &= \frac{L \text{ pipa koil}}{K \text{ lilitan}} \\ &= 8,4963 \text{ lilitan} \\ &= 9 \text{ lilitan} \end{aligned}$$

- Menentukan tinggi tumpukan koil

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tumpukan koil} &= (N \text{ lilitan} - 1) \times x + N \text{ lilitan} \times OD \\ &= 3,1200 \text{ ft} \\ &= 0,9510 \text{ m} \end{aligned}$$

18. Menentukan *pressure drop*

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$

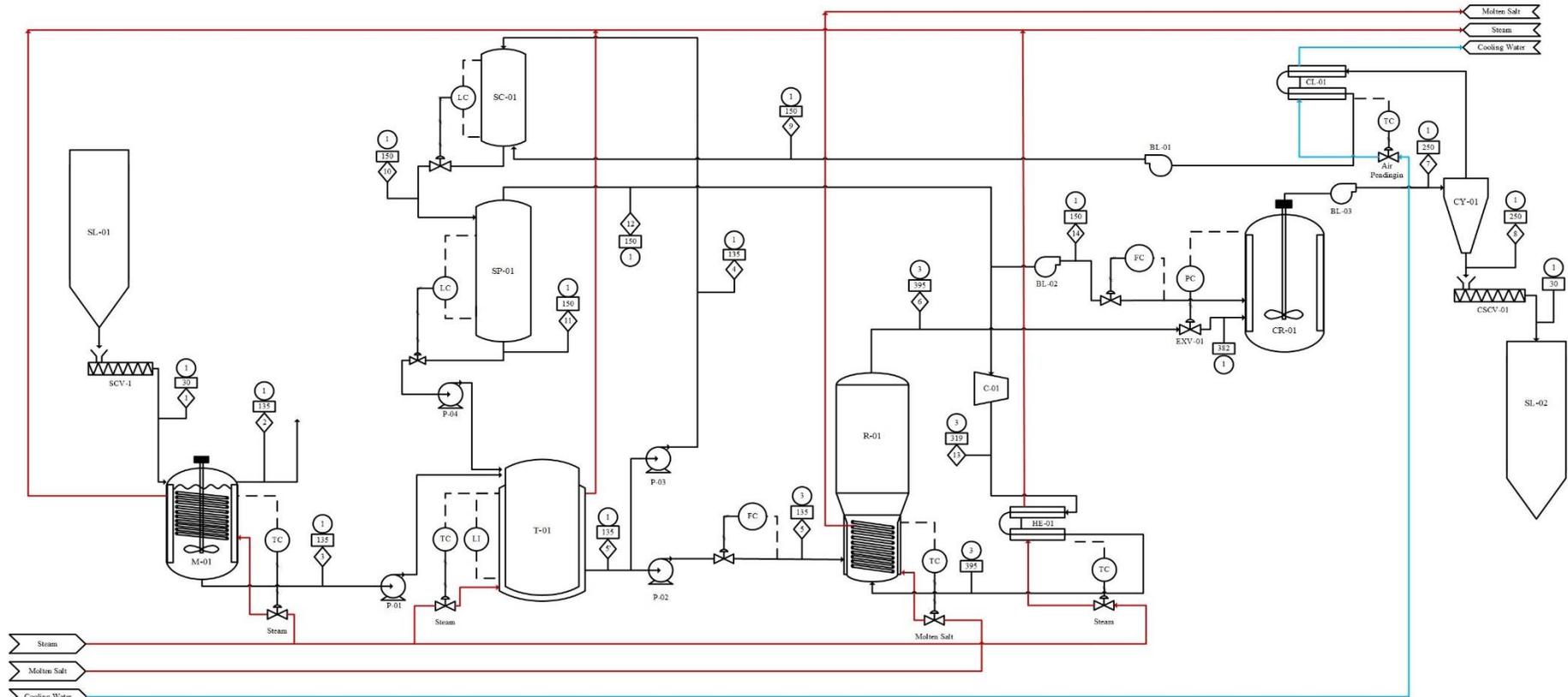
$$Re = 50357,0676$$

$$f = 0,0063 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\Delta Pr = \frac{f \times v^2 \times L}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \theta t}$$

$$\Delta Pr = 0,000000417 \text{ psi}$$

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRA RANCANGAN PABRIK MELAMINE DARI UREA KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN



| Komponen | Nomor Arus (kg/jam) | | | | | | | | | | | | | | | |
|----------------|---------------------|--------|-----------|----------|-----------|-----------|-----------|-----------|----------|-----------|-----------|----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| | Arus 1 | Arus 2 | Arus 3 | Arus 4 | Arus 5 | Arus 6 | Arus 7 | Arus 8 | Arus 9 | Arus 10 | Arus 11 | Arus 12 | Arus 13 | Arus 14 | Arus 15 | |
| Urea | 27.560,40 | - | 27.560,40 | 1.460,50 | 28.041,60 | 26.581,10 | 1.329,05 | 1.329,05 | 66,45 | 1.262,60 | 2.723,10 | 2.241,91 | - | - | - | - |
| Büret | 279,80 | - | 279,80 | 68,36 | 338,22 | 269,86 | 269,86 | 269,86 | 13,49 | 256,37 | 324,73 | 266,310 | - | - | - | - |
| Melamine | - | - | - | - | - | - | 8.838,38 | 8.838,38 | 8.838,38 | - | - | - | - | - | - | - |
| Water | 139,90 | 139,90 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Ammonia | - | - | - | - | - | - | 18.758,17 | 30.355,22 | - | 30.355,22 | 30.355,22 | - | 30.355,22 | 11.597,06 | 11.597,06 | 7.161,11 |
| Carbondioksida | - | - | - | - | - | - | 24.236,59 | 39.220,64 | - | 39.220,64 | 39.220,64 | - | 39.220,64 | 14.984,04 | 14.984,04 | 9.252,55 |
| Total | 27.980,10 | 139,90 | 27.840,20 | 1.528,87 | 28.379,82 | 26.850,96 | 53.432,06 | 80.013,16 | 8.918,33 | 71.094,83 | 72.623,69 | 2.508,22 | 69.575,86 | 26.581,10 | 26.581,10 | 16.413,66 |

| KETERANGAN | | | |
|------------|------------------------|-----|------------------------|
| SL | Silo | CL | Cooler |
| M | Melter | C | Kompresor |
| T | Tangki | LC | Level Controller |
| R | Reaktor | PC | Pressure Controller |
| CR | Crystallizer | TC | Temperature Controller |
| SC | Scrubber | FC | Flow Rate Control |
| SP | Separator | ◇ | Nomor Arus |
| CY | Cyclone | □ | Temperatur |
| P | Pompa | ○ | Tekanan |
| SCV | Screw Conveyor | ⊗ | Control Valve |
| CSCV | Cooling Screw Conveyor | — | Piping |
| BL | Blower | - - | Non Piping |
| EXV | Expansion Valve | # | Udara Tekanan |
| HE | Heater | — | Ahram Listrik |

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 YOGYAKARTA
 2023

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRARANCANGAN PABRIK MELAMINE DARI UREA
 KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN**

Disusun Oleh:

| | |
|-------------------------|----------|
| 1. Yulistia Pratiwi | 18521149 |
| 2. Fitria Pratami Mumbi | 18521195 |

Dosen Pembimbing:

| |
|-------------------------------------|
| 1. Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. |
| 2. Lilis Kistriyani S.T., M.Eng. |

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Yulistia Pratiwi
No. MHS : 18521149
2. Nama Mahasiswa : Fitria Pratami Munib
No. MHS : 18521195

Judul Prarancangan *) :

Prarancangan Pabrik *Melamine* dari Urea Kapasitas 70.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 13 Mei 2022

Batas Akhir Bimbingan : 9 November 2022

| No | Tanggal | Materi Bimbingan | Paraf Dosen |
|----|------------|--|---|
| 1. | 18/07/2022 | Penentuan kapasitas pabrik |  |
| 2. | 21/07/2022 | Penentuan kapasitas pabrik |  |
| 3. | 01/08/2022 | Penentuan kapasitas pabrik dan pemilihan proses |  |
| 4. | 05/09/2022 | Pemilihan proses dan pembuatan program alir kualitas |  |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 12-9-2022

Pembimbing,



Khamdan Cahyari, Dr., 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 : Yulistia Pratiwi
No. MHS : 18521149
2. Nama Mahasiswa : Fitria Pratami Munib
No. MHS : 18521195
- Judul Prarancangan *) :

PRARANCANGAN PABRIK *MELAMINE* DARI *UREA* KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **10 November 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **9 Mei 2023**

| No | Tanggal | Materi Bimbingan | Paraf Dosen |
|-----|------------|---|---|
| 1. | 21/10/2022 | Diskusi mengenai diagram alir kualitatif, diagram alir kuantitatif dan neraca massa |  |
| 2. | 09/11/22 | Persetujuan luaran 5 |  |
| 3. | 11/11/2022 | Diskusi mengenai perancangan reaktor |  |
| 4. | 21/11/2022 | Revisi perhitungan reaktor |  |
| 5. | 01/12/2022 | Diskusi mengenai perancangan alat |  |
| 6. | 07/12/2022 | Diskusi mengenai perancangan alat |  |
| 7. | 14/12/2023 | Persetujuan luaran |  |
| 8. | 29/12/2022 | Diskusi mengenai perancangan alat dan PEFD |  |
| 9. | 03/01/2023 | Diskusi mengenai perancangan alat dan PEFD |  |
| 10. | 13/01/2023 | Diskusi mengenai perancangan PEFD |  |
| | | | |
| | | | |

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, _____

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 : Yulistia Pratiwi
No. MHS : 18521149
2. Nama Mahasiswa : Filtria Pratami Munib
No. MHS : 18521195

Judul Prarancangan *) :

Prarancangan Pabrik Melamine dari Urea Kapasitas 70.000 Ton/Tahun

.....

.....

Mulai Masa Bimbingan : 13 Mei 2022

Batas Akhir Bimbingan : 9 November 2022

| No | Tanggal | Materi Bimbingan | Paraf Dosen |
|----|------------|---|---|
| 1 | 30/06/2022 | Penentuan kapasitas pabrik |  |
| 2 | 11/07/2022 | Penentuan kapasitas pabrik |  |
| 3 | 26/08/2022 | Pemilihan proses dan pembuatan diagram alir kualitas. |  |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 12-9-2022

Pembimbing,


Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

اجتهد في العلم

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Yulistia Pratiwi
No MHS : 18521149

2. Nama Mahasiswa : Fitria Pratami Munib
No. MHS : 18521195

Judul Prarancangan *) :

PRARANCANGAN PABRIK *MELAMINE* DARI *UREA* KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **10 November 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **9 Mei 2023**

| No | Tanggal | Materi Bimbingan | Paraf Dosen |
|-----|------------|---|---|
| 1. | 12/09/2022 | Diskusi mengenai perhitungan neraca massa |  |
| 2. | 21/09/2022 | Diskusi mengenai perhitungan neraca massa |  |
| 3. | 07/10/2022 | Diskusi mengenai diagram alir kualitatif, diagram alir kuantitatif dan neraca massa |  |
| 4. | 02/11/2022 | Diskusi mengenai perancangan reaktor |  |
| 5. | 09/11/2022 | Persetujuan luaran 5 |  |
| 6. | 11/11/2022 | Diskusi mengenai perancangan reaktor |  |
| 7. | 29/11/2022 | Diskusi mengenai perancangan alat |  |
| 8. | 13/12/2022 | Diskusi mengenai perancangan alat |  |
| 9. | 03/01/2023 | Diskusi mengenai perancangan alat dan PEFD |  |
| 10. | 13/01/2023 | Diskusi mengenai perancangan alat dan PEFD |  |
| | | | |
| | | | |

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 20 Januari 2022

Pembimbing,



Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

*) **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 : Yulistia Pratiwi
No. MHS : 18521149
2. Nama Mahasiswa : Fitria Pratami Munib
No. MHS : 18521195

Judul Prarancangan *)

PRARANCANGAN PABRIK MELAMIN DARI UREA KAPASITAS 70.000
TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 10 November 2022

Batas Akhir Bimbingan : 9 Mei 2023

| No | Tanggal | Materi Bimbingan | Paraf Dosen |
|----|------------|--|-------------|
| 1 | 19/01/2023 | Diskusi mengenai perancangan PEFD dan Utilitas | |
| 2 | 24/01/2023 | Diskusi mengenai evaluasi ekonomi | |
| 3 | 25/01/2023 | Revisi evaluasi ekonomi | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |

Disetujui
Yogyakarta, 26 Januari 2023
Pembimbing,

Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.