

No : TA/TK/2023

**PRARANCANGAN PABRIK SIKLOHEKSANA DARI PROSES
HIDROGENASI BENZENA DENGAN KAPASITAS 30.000
TON/TAHUN**

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Disusun oleh:

Nama : Andhika Farras Raihan Ammar

Nama : Muhammad Iqbal Kukuh Maulana

NIM : 19521027

NIM : 19521054

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK SIKLOHEKSANA DARI PROSES HIDROGENASI BENZENA DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Andhika Farras Raihan Ammar
NIM : 19521027

Nama : Muhammad Iqbal Kukuh Maulana
NIM : 19521054

Yogyakarta, 3 November 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi.

Demikian surat pernyataan kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Tanda Tangan



Andhika Farras Raihan Ammar

Tanda Tangan



Muhammad Iqbal Kukuh Maulana

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK SIKLOHEKSANA DARI PROSES
HIDROGENASI BENZENA DENGAN KAPASITAS 30.000
TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Andhika Farras Raihan Ammar

NIM : 19521027

Nama : Muhammad Iqbal Kukuh Maulana

NIM : 19521054

Yogyakarta, 7 November 2023

Pembimbing



Dr. Diana, S.T., M.Sc.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK SIKLOHEKSANA DARI PROSES HIDROGENASI BENZENA DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Andhika Farras Raihan Ammar

Nama : Muhammad Iqbal Kukuh Maulana

NIM : 19521027

NIM : 19521054

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, 22 Desember 2023

Tim Penguji

Dr. Diana, S.T., M.Sc.

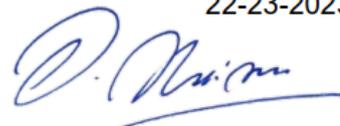
Ketua Penguji



22-23-2023

Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

Dosen Penguji 1



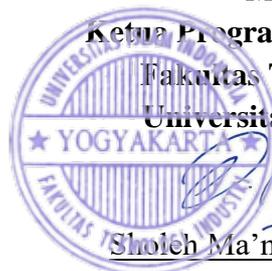
8/12/23

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

Dosen Penguji 2

Mengetahui:

**Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia**



Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

KATA PENGANTAR



Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Alhamdulillah, segala puji hanya milik Allah SWT Tuhan semesta alam. Semoga shalawat dan salam senantiasa dilimpahkan kepada Nabi Muhammad SAW., keluarganya, dan para sahabatnya, serta orang-orang yang memegang teguh kitab Allah dan sunnah Rasul-Nya hingga hari kiamat.

Alhamdulillah, puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT karena dengan rahmat, karunia, serta taufik dan hidayah-Nya kami dapat menyelesaikan tugas akhir kami yang berjudul “PRARANCANGAN PABRIK SIKLOHEKSANA DARI PROSES HIDROGENASI BENZENA DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN”. Laporan ini disusun berdasarkan pengalaman dan ilmu yang kami peroleh selama menempuh pendidikan di Universitas Islam Indonesia.

Pra Rancangan pabrik yang telah kami susun ini dibuat dalam rangka memenuhi tugas kuliah program Studi Teknik Kimia, yang mana sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Dengan ini kami menyadari bahwa Pra Rancangan Pabrik ini tidak akan tersusun dengan baik tanpa adanya bantuan dari pihak-pihak terkait. Oleh karena itu, kami mengucapkan banyak terimakasih kepada semua pihak yang telah

membantu kami dalam melaksanakan kegiatan penelitian maupun dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini.

Ucapan terimakasih sebesar-besarnya kami sampaikan kepada :

1. Allah SWT yang telah memberikan nikmat dan karunia-Nya kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Orang tua tercinta yang tiada henti memberikan doa serta dukungannya.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Kepala Program Studi S1 Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Diana, Dr., S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan masukan dan bimbingan dalam penyusunan Laporan Tugas Akhir ini.
6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
7. Seluruh teman-teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan semangat serta doa.
8. Seluruh pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu dalam menyelesaikan penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa Pra Rancangan Pabrik ini masih jauh dalam kesempurnaan, oleh karena itu, kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan demi

kesempurnaan Pra Rancangan Pabrik ini. Semoga Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat khususnya bagi penyusun dan semua pihak.

Wassalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakaatuh.

Yogyakarta, 03 November 2023

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirobbil 'alamin.

Tugas akhir ini saya persembahkan kepada:

Allah SWT karena telah mengabulkan doa-doa yang saya panjatkan setiap harinya, melindungi saya, memberikan petunjuk, dan hanya dengan izin-Nya saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini.

Saya juga ingin mengucapkan terima kasih yang sangat besar kepada ayah dan ibu saya yang selalu memberikan dukungan, kasih sayang, dan dorongan selama proses penyelesaian Tugas Akhir ini. Tanpa cinta, dukungan, dan pengorbanan mereka, saya tidak akan mencapai pencapaian ini. Semoga Allah Azza Wa Jalla memberkahi dan melindungi mereka, serta memberikan kesehatan dan kebahagiaan selalu.

Terimakasih untuk Ibu Dr. Diana, S.T., M.Sc. selaku dosen pembimbing yang telah membimbing, mengarahkan dan menasehati saya dengan sabar untuk bisa menyelesaikan Tugas Akhir ini.

Muhammad Iqbal Kukuh Maulana selaku *Partner* saya mulai dari Kerja Praktek hingga Tugas Akhir. Terima kasih atas perjuangan, kerjasama, kesabaran, dan semua yang telah di lewatkan. Semoga ilmu yang kita dapatkan berkah dan bermanfaat.

Keluarga Besar Teknik Kimia 2019 UII, semua keluarga, sahabat dan pihak yang tidak bisa saya tuliskan satu-satu disini. Terimakasih atas bantuannya dalam pengerjaan Tugas Akhir ini. Semoga yang saya peroleh selama ini selalu diridhoi oleh Allah SWT. Aamiin.

Andhika Farras Raihan Ammar

Teknik Kimia UII 2019

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirobbil 'alamin.

Tugas akhir ini saya persembahkan kepada:

Allah Azza Wa Jalla karena telah mengabulkan doa-doa yang saya panjatkan setiap harinya, melindungi saya, memberikan petunjuk, dan hanya dengan izin-Nya saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini.

Saya juga ingin mengucapkan terima kasih yang sangat besar kepada ayah dan ibu saya yang selalu memberikan dukungan, kasih sayang, dan dorongan selama proses penyelesaian Tugas Akhir ini. Tanpa cinta, dukungan, dan pengorbanan mereka, saya tidak akan mencapai pencapaian ini. Semoga Allah Azza Wa Jalla memberkahi dan melindungi mereka, serta memberikan kesehatan dan kebahagiaan selalu.

Terimakasih untuk Ibu Dr. Diana, S.T., M.Sc. selaku dosen pembimbing yang telah membimbing, mengarahkan dan menasehati saya dengan sabar untuk bisa menyelesaikan Tugas Akhir ini.

Andhika Farras Raihan Ammar selaku *Partner* saya mulai dari Kerja Praktek hingga Tugas Akhir. Terima kasih atas perjuangan, Kerjasama, kesabaran, dan semua yang telah di lewatkan. Semoga ilmu yang kita dapatkan berkah dan bermanfaat.

Keluarga Besar Teknik Kimia 2019 UII, semua keluarga, sahabat dan pihak yang tidak bisa saya tuliskan satu-satu disini. Terimakasih atas bantuannya dalam pengerjaan Tugas Akhir ini. Semoga yang saya peroleh selama ini selalu diridhoi oleh Allah Azza Wa Jalla . Aamiin.

Muhammad Iqbal Kukuh Maulana

Teknik Kimia UII 2019

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	viii
LEMBAR PERSEMBAHAN	ix
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xv
DAFTAR LAMPIRAN	xvi
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN.....	xvii
ABSTRAK	xix
ABSTRACT	xx
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.3 Tinjauan Pustaka.....	15
1.4 Tinjauan Termodinamika	25
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	30
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	30
2.2 Pengendalian Kualitas	31
BAB III PERANCANGAN PROSES	35
3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....	35
3.2 Uraian Proses.....	38
3.3 Spesifikasi Alat	41
3.4 Neraca Massa.....	48
3.5 Neraca Panas	49

BAB IV PERANCANGAN PABRIK	53
4.1 Lokasi Pabrik	53
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	56
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	59
4.4 Organisasi Perusahaan.....	61
BAB V UTILITAS.....	78
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	78
5.2 Unit Pembangkit Steam	85
5.3 Unit Pembangkit Listrik	86
5.4 Unit Penyedia Udara Tekan.....	89
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar.....	89
5.6 Unit Pengolahan Limbah	89
BAB VI EVALUASI EKONOMI	91
6.1 Evaluasi Ekonomi.....	91
6.2 Penaksiran Harga Alat.....	92
6.3 Dasar Perhitungan.....	95
6.4 Perhitungan Biaya.....	95
6.5 Analisa Kelayakan.....	100
6.6 Analisis Risiko Pabrik	108
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN	109
7.1 Kesimpulan.....	109
7.2 Saran	110

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Sikloheksana dalam Negeri.....	3
Tabel 1.2 Data Kebutuhan Konsumsi Sikloheksana dalam Negeri	5
Tabel 1.3 Data Impor Asam Adipat di Asia	7
Tabel 1.4 Kebutuhan Sikloheksana di Kawasan Asia.....	12
Tabel 1.5 Industri Sikloheksana di Berbagai Negara	13
Tabel 1.6. Ketersediaan Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	15
Tabel 1.7 Pertimbangan Pemilihan Alur Proses Pembuatan Sikloheksana.....	23
Tabel 1.8 Kelebihan dan Kekurangan Proses Pembuatan Sikloheksana	24
Tabel 1.9 Nilai ΔH_f° masing-masing Komponen	26
Tabel 1.10 Nilai ΔG_f° masing-masing Komponen	27
Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	30
Tabel 2.2 Data keselamatan bahan kimia	31
Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor (R-01)	41
Tabel 3.2 Spesifikasi Separator	42
Tabel 3.3 Spesifikasi Vaporizer (VP-01)	42
Tabel 3.4 Spesifikasi Turbin Expander (TU-01)	43
Tabel 3.5 Spesifikasi Condensor (CD-01).....	43
Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	44
Tabel 3.7 Spesifikasi Alat Pompa.....	45
Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Blower	45
Tabel 3.9 Spesifikasi Kompresor	46
Tabel 3.10 Spesifikasi Pre-heater.....	46
Tabel 3.11 Spesifikasi <i>Pre-Cooling</i> (CL-01)	47

Tabel 3.12 Spesifikasi <i>Pre-Cooling</i> (CL-02)	47
Tabel 3.13 Neraca Massa Total	48
Tabel 3.14 Neraca Massa Vaporizer (VP-01).....	48
Tabel 3.15 Neraca Massa Separator (SP-01)	48
Tabel 3.16 Neraca Massa Reaktor (R-01)	49
Tabel 3.17 Neraca Massa Separator (SP-02)	49
Tabel 3.18 Neraca panas Vaporizer (VP-01)	49
Tabel 3.19 Neraca panas Separator (SP-01)	50
Tabel 3.20 Neraca panas <i>Pre-heater</i> (E-01).....	50
Tabel 3.21 Neraca panas <i>Pre-heater</i> (E-02).....	50
Tabel 3.22 Neraca panas Reaktor (R-01)	50
Tabel 3.23 Neraca panas Turbin Expander (TU-01).....	51
Tabel 3.24 Neraca panas <i>Pre-cooling</i> (CL-01)	51
Tabel 3.25 Neraca panas Condensor (CD-01).....	51
Tabel 3.26 Neraca panas Separator (SP-02)	51
Tabel 3.27 Neraca panas <i>Pre-cooling</i> (CL-01)	52
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	57
Tabel 4.2 Jadwal <i>shift</i> kerja karyawan	71
Tabel 4.3 Jumlah golongan jabatan.....	72
Tabel 4.4 Penentuan Jumlah Karyawan	72
Tabel 4.5 Rincian gaji karyawan	74
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin.....	80
Tabel 5.2 Kebutuhan Steam Alat Proses	80
Tabel 5.3 Kebutuhan Air Domestik	81
Tabel 5.4 Kebutuhan Service <i>Water</i>	81
Tabel 5.5 Total Kebutuhan Air dalam Pabrik.....	81

Tabel 5.6 Kebutuhan Steam Alat Proses	85
Tabel 5.7 Jumlah Kebutuhan Listrik Alat Proses	86
Tabel 5.8 Jumlah Kebutuhan Listrik Alat Utilitas.....	87
Tabel 5.9 Total Kebutuhan Listrik Pabrik	88
Tabel 6.1 Indeks Harga.....	93
Tabel 6.2 Physical Plant Cost (PPC).....	96
Tabel 6.3 Direct Plant Cost (<i>DPC</i>)	96
Tabel 6.4 Fixed Capital Investment (FCI)	97
Tabel 6.5 Working Capital Investment	97
Tabel 6.6 Direct Manufacturing Cost (<i>DMC</i>)	98
Tabel 6.7 Indirect Manufacturing Cost (<i>IMC</i>).....	99
Tabel 6.8 Fixed Manufacturing Cost (<i>FMC</i>)	99
Tabel 6.9 Manufacturing Cost (<i>MC</i>)	99
Tabel 6.10 General Expense	100
Table 6.11 Total Production Cost	100
Tabel 6.12 <i>Fixed Cost</i> (<i>Fa</i>)	104
Tabel 6.13 <i>Regulated Cost</i> (<i>Ra</i>).....	104
Tabel 6.14 <i>Variable Cost</i> (<i>Va</i>)	105
Tabel 6.15 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi	107

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Kurva Linear Impor Sikloheksana	4
Gambar 1.2 Grafik Konsumsi Sikloheksana	6
Gambar 1.3 Grafik Impor Asam Adipat di Asia	8
Gambar 1.4 Data Penggunaan berbagai pemanfaatan sikloheksana global	9
Gambar 1.5 Data Penggunaan Sikloheksana global	10
Gambar 1.6 Pasar Sikloheksana berdasarkan negara	11
Gambar 1.7 Diagram konsumsi sikloheksana di dunia	11
Gambar 1.8 Grafik kebutuhan sikloheksana di Kawasan Asia	12
Gambar 1.9 Struktur kimia benzena	15
Gambar 1.10 Struktur kimia Sikloheksana	17
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	36
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	37
Gambar 4.1 Lokasi pabrik	56
Gambar 4.2 Tata Letak Bangunan	58
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses	60
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	63
Gambar 5.1 Diagram Alir Pengolahan Air Utilitas	82
Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga Alat	94
Gambar 6.2 Grafik Analisis Ekonomi	108

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A PERANCANGAN REAKTOR.....	113
LAMPIRAN B PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM	141
LAMPIRAN C KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN	143

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Suhu, °C
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
H	: Tinggi, m
D	: Diameter, m
V	: Volume, m ³
M	: Massa, kg
P	: Tekanan, atm
t	: Waktu, jam
F _v	: Laju alir, m ³ /jam
M _s	: Massa Steam, kg
A	: Luas bidang penampang, m ²
X	: Konversi, %
T _d	: Titik didih, °C
T _C	: Titik kritis, °C
T _s	: Tebal dinding, in
e	: Efisiensi sambungan
R _o	: Radius Luar, in
OD	: Diameter luar, in
ID	: Diameter dalam, in
th	: Tebal head, in
P	: Daya, HP
sg	: <i>Specific Gravity</i>
icr	: Jari-jari sudut dalam, in
R _d	: Faktor Pengotor

- Ud : Koefisien perpindahan panas overall, $W/m^2.K$
- Uc : Koefisien perpindahan panas menyeluruh pada awal HE dipakai, Btu/jam
 $ft^2 \text{ } ^\circ F$
- W : Berat, kg
- Z : Tinggi, ft
- Re : Bilangan Reynold
- Nt : Jumlah *Tube*
- jH : *Heat transfer factor*, $W/m^2.K$
- hi : *Inside film coefficient*, $Btu/jam ft^2 \text{ } ^\circ F$
- hio : *Outside film coefficient*, $Btu/jam ft^2 \text{ } ^\circ F$
- LMTD: *Long mean temperature different*, $^\circ F$
- Ea : Energi aktivasi
- R : Ketetapan konstanta gas, $joule/mol.K$
- ΔH : *Enthalpy*, $kJ/kmol.K$
- Q : Kalor, kJ
- ρ_b : Densitas katalis, kg/m^3
- Hv : Panas penguapan, $joule/mol$
- BWG : Birmingham Wire Gauge

ABSTRAK

Indonesia merupakan negara industri di berbagai bidang yang mampu bersaing dengan negara-negara lain. Untuk menjadi manufaktur bernilai tambah, Indonesia harus fokus pada berbagai bidang, salah satunya adalah industri kimia. Salah satu industri di Indonesia yang dapat dikembangkan saat ini adalah mendirikan pabrik sikloheksana, yang merupakan senyawa organik yang berasal dari benzena. Sikloheksana dapat digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan asam adipat untuk nylon-6,6; kaprolaktam untuk nylon-6; atau sebagai pelarut non-polar, insektisida, dan plasticizer. Pabrik sikloheksana direncanakan akan dibangun di area industri Krakatau Steel, Cilegon dengan kapasitas 30.000 ton/tahun dengan mempertimbangkan lokasinya yang dekat dengan bahan baku. Pabrik sikloheksana dibangun dengan luas tanah 27.713 m² dan total 163 karyawan yang bekerja selama 330 hari dengan sistem kerja tiga shift, yaitu pagi, sore, dan malam. Desain pabrik sikloheksana diproduksi dengan mereaksikan hidrogen dan benzena dalam fase gas dengan bantuan katalis nikel. Reaksi terjadi dalam reaktor *fixed bed multitube* pada tekanan 14 atm dan suhu 230°C. Reaksi ini bersifat eksotermik dan berlangsung adiabatik dan isothermal. Evaluasi ekonomi menunjukkan bahwa pabrik ini dapat menghasilkan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 108.253.706.998, dengan keuntungan setelah pajak sebesar Rp. 84.437.891.459. Return on Investment (ROI) sebelum pajak adalah sekitar 24,76%, dan setelah pajak sekitar 19,31%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sekitar 3,1 tahun, yang masih memenuhi syarat POT untuk pabrik kimia dengan risiko rendah. POT setelah pajak adalah sekitar 3,7 tahun. *Break Even Point* (BEP) dan *Shut Down Point* (SDP) juga memenuhi syarat standar industri kimia. Tingkat *Discounted Cash Flow Rate* (DCFRR) sekitar 22,46%, yang melebihi syarat minimum untuk pabrik kimia. Keseluruhan analisis, termasuk ketersediaan bahan baku dan kondisi operasi proses, menunjukkan bahwa pendirian Pabrik Sikloheksana dari Hidrogenasi Benzena dengan Kapasitas 30.000 Ton/Tahun adalah suatu keputusan yang layak.

Kata kunci: Sikloheksana, Benzena, Hidrogen, Hidrogenasi

ABSTRACT

Indonesia is an industrial country in various fields that can compete with other countries. To become a value-added manufacturer, Indonesia needs to focus on various sectors, and one of them is the chemical industry. One of the industries in Indonesia that can be developed at this time is the establishment of a cyclohexane plant, which is an organic compound derived from benzene. Cyclohexane can be used as a raw material in the production of adipic acid for nylon-6,6; caprolactam for nylon-6; or as a non-polar solvent, insecticide, and plasticizer. The cyclohexane plant is planned to be built in the Krakatau Steel industrial area, Cilegon, with a capacity of 30,000 tons per year, taking into account its proximity to the raw materials. The cyclohexane plant is built on a land area of 27,713 m² and employs a total of 163 workers operating for 330 days with a three-shift system, namely morning, afternoon, and night. The design of the cyclohexane plant involves the reaction of hydrogen and benzene in the gas phase with the assistance of a nickel catalyst. The reaction takes place in a multitube fixed bed reactor at a pressure of 14 atm and a temperature of 230°C. The reaction is exothermic and occurs in a adiabatic and isothermal manner. Economic evaluation shows that the plant can generate a profit before tax of approximately Rp 108,253,706,998, with a profit after tax of about Rp. 84,437,891,459. The Return on Investment (ROI) before tax is approximately 24.76%, and after tax, it is about 19.31%. The Pay Out Time (POT) before tax is around 3.1 years, which still meets the requirements for low-risk chemical plants. The POT after tax is about 3.7 years. The Break-Even Point (BEP) and Shut Down Point (SDP) also meet the standards for the chemical industry. The Discounted Cash Flow Rate (DCFRR) is approximately 22.%, exceeding the minimum requirement for chemical plants. Overall, the analysis, including the availability of raw materials and process operation conditions, indicates that the establishment of a Cyclohexane Plant from Benzene Hydrogenation with a capacity of 30,000 tons per year is a viable decision.

Keywords: Cyclohexane, Benzene, Hydrogen, Hydrogenation

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Seiring dengan kemajuan jaman, Indonesia dituntut untuk mampu bersaing dengan negara lain dalam berbagai sektor, salah satunya dalam sektor industri. Perkembangan industri di Indonesia tentunya sangat berpengaruh pada ketahanan ekonomi Indonesia. Sektor industri kimia merupakan salah satu sektor yang berperan penting pada perindustrian di Indonesia. Industri kimia sangat dibutuhkan bagi kehidupan manusia baik dari segi sandang, pangan maupun pangan. Salah satu pabrik industri kimia adalah pabrik sikloheksana. Pendirian pabrik sikloheksana ini didasarkan pada hal-hal sebagai berikut:

1. Menciptakan lapangan kerja baru sehingga turut mengurangi jumlah pengangguran.
2. Meningkatkan kualitas sumber daya manusia.
3. Memacu pertumbuhan industri-industri baru yang menggunakan bahan baku sikloheksana.
4. Meningkatkan pendapatan negara dari sektor industri, serta menghemat devisa negara.
5. Mengurangi ketergantungan pada negara asing.

Sikloheksana merupakan senyawa organik yang termasuk dalam senyawa turunan dari benzena dan mempunyai rumus molekul C_6H_{12} . Sikloheksana digunakan untuk menghasilkan asam adipat dan kaprolaktam yang selanjutnya

digunakan untuk pembuatan berbagai produk akhir seperti nilon 6, nilon 66, dan lain-lain. Nilon sebagai produk akhir dapat digunakan untuk membuat benang yang selanjutnya dapat diubah menjadi tekstil dan pakaian. Kaprolaktam adalah bahan baku utama untuk pembuatan nilon 6, sedangkan asam adipat sebagian besar digunakan untuk memproduksi nilon 66.

Bahan baku pembuatan sikloheksana adalah benzena dan hidrogen. Saat ini Indonesia telah memiliki pabrik penghasil benzena (C_6H_6), yaitu PT Pertamina Refinery Unit IV Cilacap dengan kapasitas 110.000 ton per tahun dan pabrik penghasil hidrogen (H_2), yaitu PT Air Liquide Indonesia dengan kapasitas 21.000 ton per tahun. Sedangkan katalis nikel raney sebagai bahan pendukung dapat diperoleh dari Zibo Yinghe Chemical Co., Ltd dengan kapasitas 20.000 ton per tahun. Sampai saat ini Indonesia masih impor sikloheksana dari luar negeri untuk memenuhi kebutuhan, sehingga pendirian pabrik sikloheksana ini diorientasikan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, dan juga untuk memenuhi kebutuhan ekspor ke luar negeri.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam prarancangan pabrik dalam penentuan kapasitas pabrik meliputi kebutuhan konsumsi produk, produksi produk, serta ekspor dan impor. Pabrik direncanakan akan didirikan pada tahun 2027 dengan kapasitas produksi sebesar 30.000 ton/tahun. Penentuan kapasitas produksi tersebut dilakukan dengan mempertimbangkan keberadaan pabrik-pabrik serupa yang telah berdiri, sehingga dapat memberikan gambaran rentang kapasitas pabrik yang layak karena hanya pabrik yang menguntungkan yang akan tetap berdiri.

Supply terdiri dari produksi dalam negeri dan impor, sedangkan *demand* terdiri dari konsumsi dalam negeri dan ekspor. Pabrik ini diproyeksikan untuk tahun 2027. Proyeksi data dilakukan dengan cara mencari data tentang keberadaan pabrik-pabrik sikloheksana yang telah berdiri.

1.2.1 Pasokan

Pasokan terdiri dari produksi dalam negeri dan impor.

1.2.1.1 Produksi dalam negeri

Sampai saat ini, belum ada pabrik dalam negeri yang memproduksi sikloheksana atau produksi dalam negeri sikloheksana sama dengan nol.

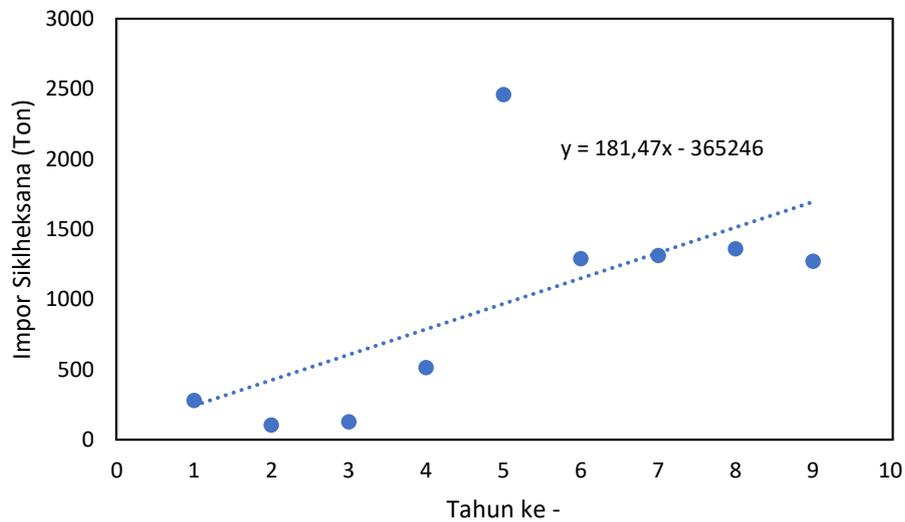
1.2.2.2 Perkiraan Impor Sikloheksana dalam Negeri

Indonesia saat ini masih mengimpor Sikloheksana dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri, belum ada pabrik Sikloheksana yang berdiri. Berikut ini ditampilkan data impor sikloheksana dalam negeri (Badan Pusat Statistik, 2022).

Tabel 1.1 Data Impor Sikloheksana dalam Negeri

Tahun	Kapasitas (Ton)
2014	280,075
2015	106,071
2016	127,98
2017	514,134
2018	2.459,324
2019	1.291,148
2020	1.313,901
2021	1.361,713
2022	1.273,253

Selanjutnya data dari Tabel 1.1 tersebut akan dibuat kurva grafik linear sebagai berikut.



Gambar 1.1 Kurva Linear Impor Sikloheksana

Dari kurva grafik tersebut didapat persamaan regresi linear sebagai berikut:

$$y = 181,47x - 365246 \quad (1.1)$$

Dimana:

y = Kapasitas produksi dari pabrik sikloheksana yang dirancang

x = Tahun produksi sikloheksana

Sehingga, apabila direncanakan akan membangun pabrik sikloheksana pada tahun 2027 maka akan didapatkan,

Diketahui:

$$x = 2027$$

$$y = 181,47 * (2027) - 365246$$

$$y = 3.140,98 \text{ Ton/Tahun}$$

Melalui persamaan regresi linear diatas, didapatkan nilai impor sikloheksana pada tahun 2027 adalah sebesar 3.140,98 Ton/Tahun. Melihat produksi Sikloheksana dalam negeri masih belum ada, sehingga diperkirakan nilai impor sikloheksana di Indonesia pada tahun 2027 adalah sebesar 3.140,98 Ton/Tahun.

1.2.2 Permintaan

Permintaan terdiri dari konsumsi dalam negeri dan ekspor.

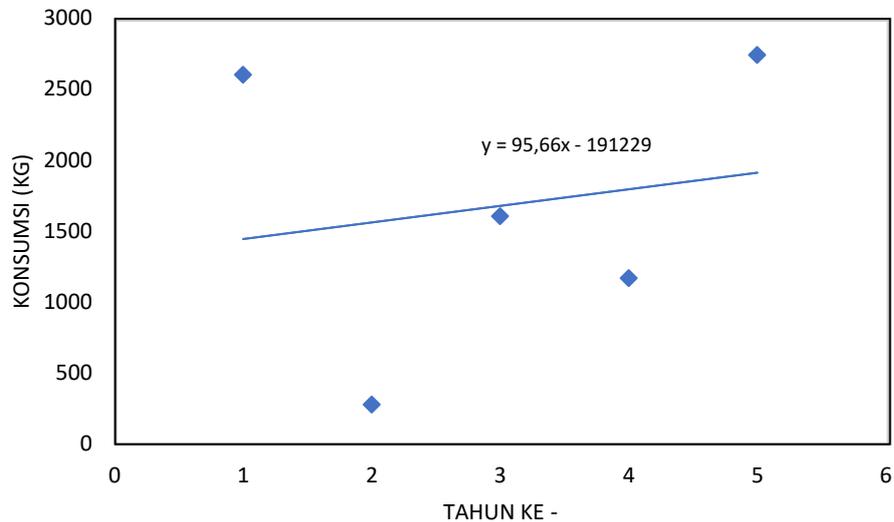
1.2.2.1 Kebutuhan Konsumsi Sikloheksana dalam Negeri

Penentuan kebutuhan konsumsi sikloheksana dalam negeri pada tahun 2027 diperoleh berdasarkan data pada tahun 2014-2019 (Badan Pusat Statistik, 2019).

Tabel 1.2 Data Kebutuhan Konsumsi Sikloheksana dalam Negeri

Tahun	Konsumsi (Kg)
2014	2.600,234
2015	277,602
2017	1.603,820
2018	1.167,874
2019	2.738,985

Selanjutnya data dari Tabel 1.2 tersebut akan dibuat kurva grafik linear sebagai berikut.



Gambar 1.2 Grafik Konsumsi Sikloheksana

Dari kurva grafik tersebut didapat persamaan regresi linear sebagai berikut:

$$y = 95,66x - 191229 \quad (1.2)$$

Dimana:

y = Kapasitas produksi dari pabrik sikloheksana yang dirancang

x = Tahun produksi sikloheksana

Sehingga, apabila direncanakan akan membangun pabrik sikloheksana pada tahun 2027 maka akan didapatkan,

Diketahui:

$$x = 2027$$

$$y = 95,66 * (2027) - 191229$$

$$y = 2.673,82 \text{ Ton/Tahun}$$

1.2.2.2 Ekspor

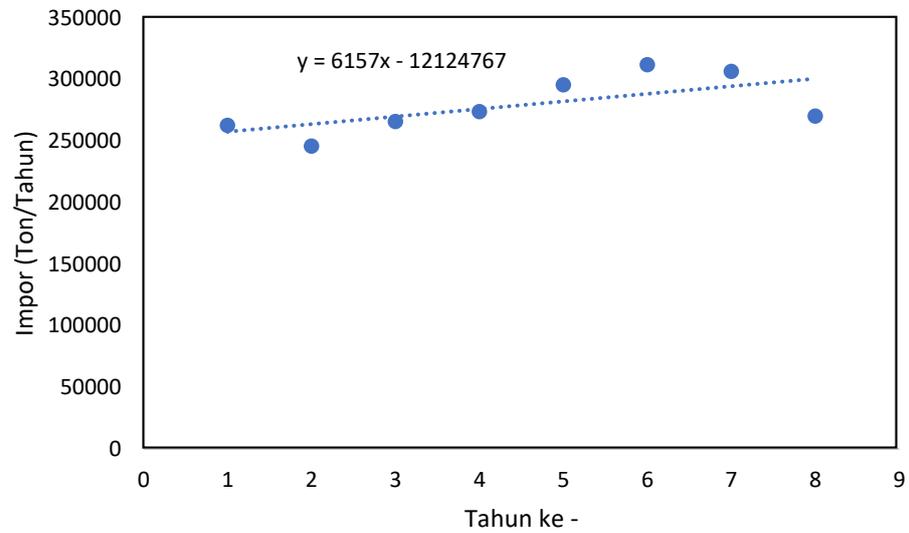
Belum ada pabrik sikloheksana yang berdiri di Indonesia, sehingga belum ada ekspor produk sikloheksana atau nilai ekspor produk sikloheksana sama dengan nol.

1.2.3 Kebutuhan Sikloheksana di Dunia

Sikloheksana digunakan untuk menghasilkan asam adipat dan kaprolaktam yang selanjutnya digunakan untuk pembuatan berbagai produk akhir seperti nilon 6, nilon 66, dan lain-lain. Nilon sebagai produk akhir dapat digunakan untuk membuat benang yang selanjutnya dapat diubah menjadi tekstil dan pakaian. Kaprolaktam adalah bahan baku utama untuk pembuatan nilon 6, sedangkan asam adipat sebagian besar digunakan untuk memproduksi nilon 66. Berikut data impor asam adipat di Kawasan Asia (UN data, 2018).

Tabel 1.3 Data Impor Asam Adipat di Asia

Tahun	Ton/tahun
2011	262.712
2012	245.953
2013	265.790
2014	274.016
2015	295.592
2016	311.987
2017	306.658
2018	270.358



Gambar 1.3 Grafik Impor Asam Adipat di Asia

Dari kurva grafik tersebut didapat persamaan regresi linear sebagai berikut:

$$y = 6157x - 12124767 \quad (1.3)$$

Dimana:

y = Kapasitas produksi dari pabrik sikloheksana yang dirancang

x = Tahun produksi sikloheksana

Sehingga, apabila direncanakan akan membangun pabrik sikloheksana pada tahun 2027 maka akan didapatkan,

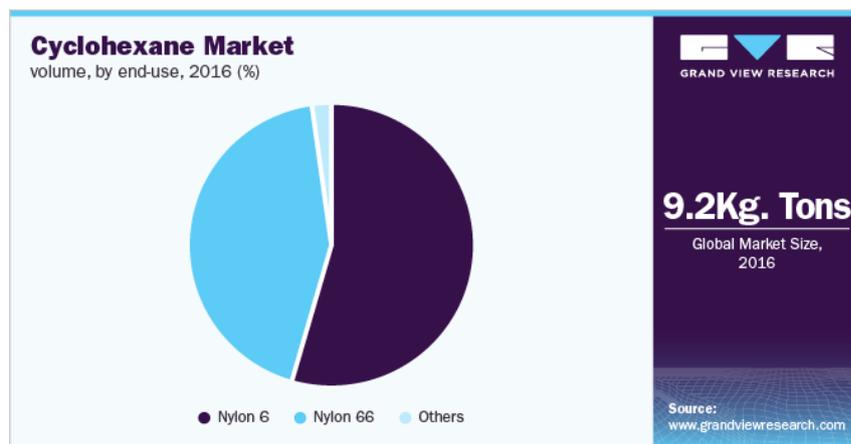
Diketahui:

$$x = 2027$$

$$y = 6157 * (2027) - 12124767$$

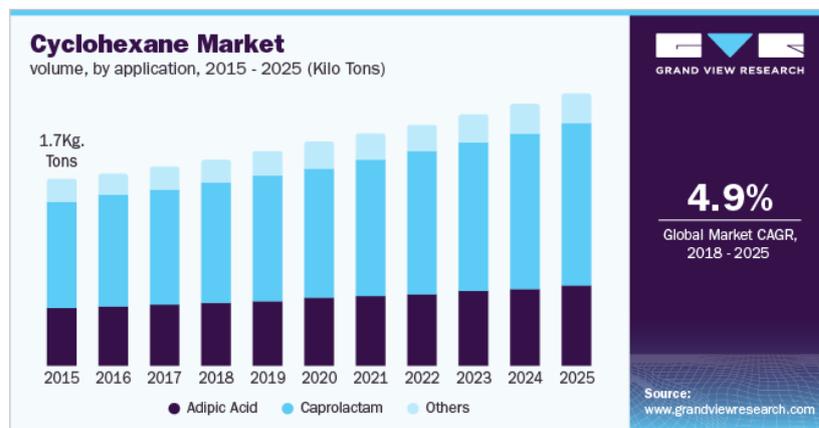
$$y = 355.472 \text{ Ton/Tahun}$$

Kaprolaktam adalah aplikasi terbesar sikloheksana pada tahun 2016 dan diperkirakan akan terus mendominasi selama periode perkiraan karena tingginya permintaan untuk produksi nilon 6 dan nilon 66 yang digunakan dalam pembuatan berbagai pakaian yang ringan dan tipis karena kekuatannya yang tinggi, modulus yang rendah, dan ketahanan abrasi yang baik. Ini banyak digunakan dalam stoking wanita, kaus kaki, dan pakaian lainnya serta dalam industri alas kaki dari kain bagian dalam ke kain bagian luar serta bagian bawah sepatu. Selain itu, ekspansi dan pertumbuhan sektor otomotif di seluruh dunia merupakan faktor lain yang mendorong pertumbuhan industri. Resin nilon 6 digunakan untuk berbagai aplikasi mobil, seperti pengisian kursi dan bantalan. Selain itu, filamen nilon digunakan untuk membuat selang pengaman, dan sabuk pengaman di mobil. Kemudian, untaian nilon multifilamen digunakan untuk memperkuat karet pada ban. Karena aplikasi ini, pasar diharapkan melihat peluang pertumbuhan yang lebih menguntungkan karena penggunaan nilon dalam produksi mobil meningkat.



Gambar 1.4 Data Penggunaan berbagai pemanfaatan sikloheksana global

Pasar Sikloheksana global akan bernilai 32,3 miliar USD pada tahun 2025, berkembang pada tingkat pertumbuhan per tahun (CAGR) sebesar 4,9% selama periode tahun 2018 - 2025. Meningkatnya penggunaan Sikloheksana di berbagai industri seiring dengan meningkatnya permintaan produk nilon pada industri otomotif dan plastik rekayasa merupakan pendorong utama pertumbuhan pasar global. Produk ini juga mendapatkan daya tarik dalam kemasan makanan dan minuman, tekstil, listrik serta elektronik.



Gambar 1.5 Data Penggunaan Sikloheksana global

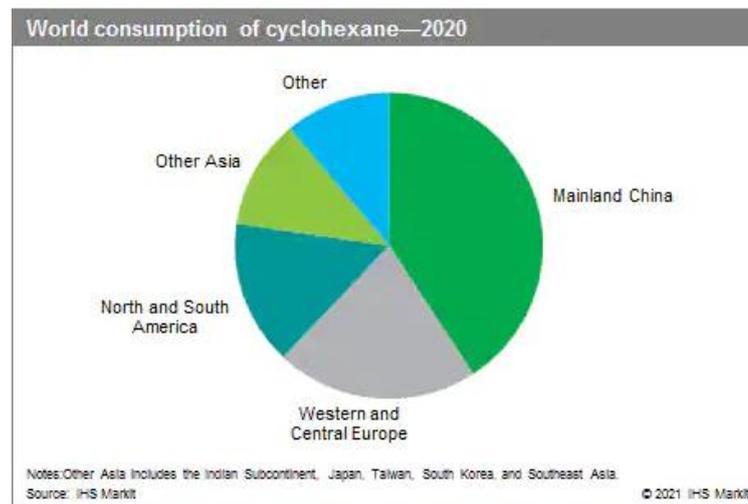
Cina adalah konsumen sikloheksana terbesar secara global. Urbanisasi China yang cepat, didukung oleh pertumbuhan ekonomi yang kuat menghasilkan pasar sikloheksana yang aktif. Kaprolaktam, yang merupakan bahan baku utama untuk resin nilon 6 sedang terkonsentrasi di China karena tekstil lokal China menyumbang lebih dari 33% dari permintaan nilon 6 global pada tahun 2016. Eropa menyumbang lebih dari 23,7% dari total volume global pada tahun 2016. Pertumbuhan konsumsi terutama di AS dan China ditambah dengan peraturan yang mudah mengenai kualitas diperkirakan akan tetap menjadi faktor pendorong utama

bagi industri ini. Selain itu, ketersediaan bahan baku yang melimpah juga diperkirakan akan mendorong permintaan sikloheksana selama periode perkiraan.



Gambar 1.6 Pasar Sikloheksana berdasarkan negara

Dipicu oleh pertumbuhan ekonomi yang sangat pesat, China konsumen sikloheksana terbesar di dunia diikuti oleh Eropa Barat dan Tengah, Amerika Utara dan Selatan, serta negara-negara lainnya yang dapat dilihat pada gambar 1.6.



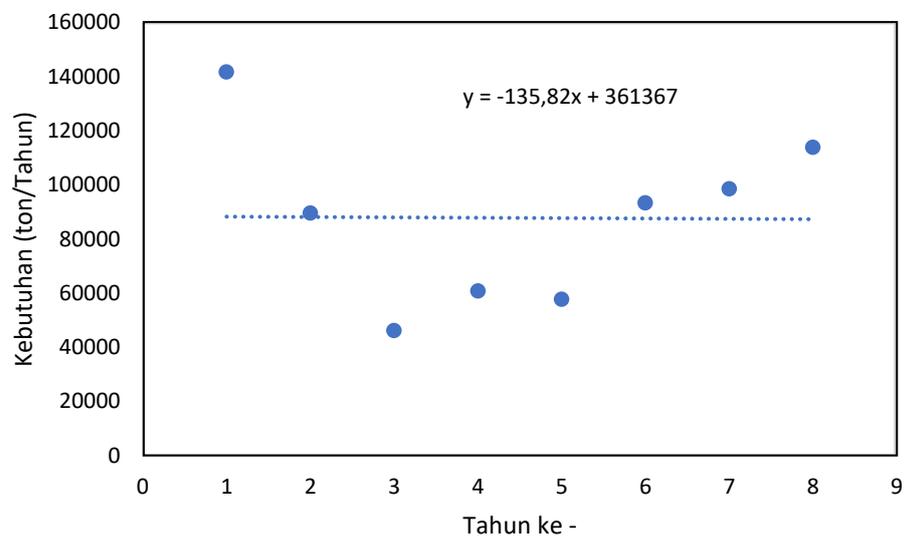
Gambar 1.7 Diagram konsumsi sikloheksana di dunia

1.2.4 Kebutuhan Sikloheksana di Kawasan Asia

Berikut ini data kebutuhan sikloheksana 48 negara di Kawasan Asia (UN data, 2018).

Tabel 1.4 Kebutuhan Sikloheksana di Kawasan Asia

Tahun	Ton/Tahun
2011	141.720
2012	89.638
2013	46.185
2014	60.840
2015	57.740
2016	93.426
2017	98.602
2018	113.884



Gambar 1.8 Grafik kebutuhan sikloheksana di Kawasan Asia

Dari kurva grafik tersebut, didapatkan persamaan regresi linear sebagai berikut:

$$y = -135,82x + 361367 \quad (1.4)$$

Dimana:

y = Kapasitas produksi dari pabrik sikloheksana yang dirancang

x = Tahun produksi sikloheksana

Sehingga, apabila direncanakan akan membangun pabrik sikloheksana pada tahun 2027, maka akan didapatkan,

Diketahui:

$$x = 2027$$

$$y = -135,82 * (2027) + 361367$$

$$y = 86.059,86 \text{ Ton/Tahun}$$

1.2.5 Kapasitas Pabrik yang telah ada

Berikut data kapasitas pabrik yang memproduksi sikloheksana di dunia (*Icic Chemical Business Americas*, 2007).

Tabel 1.5 Industri Sikloheksana di Berbagai Negara

Nama Industri	Lokasi	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
Chevron Phillips Chemical	Port Arthur, Texas	412.000
Chevron Phillips Chemical	Borger, Texas	117.000
Chevron Phillips Chemical	Sweeny, Texas	324.000
ExxonMobil Chemical	Beaumont, Texas	191.000
CITGO Petroleum	Corpus Christi, Texas	117.000
Flint Hills Resources	Corpus Christi, Texas	73.000
Hunstman	Port Arthur, Texas	280.000
ExxonMobil Chemical	Netherland	270.000
BASF	Ludwigshafen, Germany	130.000
Rivneazot	Rivne, Ukraina	30.000
Juyuan Chemical	China	120.000

Secara komersial, kapasitas minimum pabrik sikloheksana yang memberikan keuntungan adalah 30.000 ton per tahun yang diproduksi oleh *Rivneazot*, perusahaan asal *Rivne, Ukraina*. Kapasitas terbesar pabrik sikloheksana adalah 412.000 ton per tahun yang diproduksi oleh *Chevron Phillips Chemical*, perusahaan asal *Port Arthur, Texas*.

Berdasarkan pertimbangan dari kebutuhan sikloheksana dan kapasitas pabrik yang telah ada, maka dalam prarancangan pabrik ini diambil kapasitas produksi sebesar 30.000 ton per tahun dengan mempertimbangkan:

1. Ketersediaan bahan baku dalam negeri.
2. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri yang meningkat dari tahun ke tahun.
3. Dapat memenuhi kebutuhan ekspor ke beberapa Negara di Asia.
4. Dapat memberikan kesempatan berdirinya industri berbahan baku sikloheksana.

1.2.6 Ketersediaan Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Bahan baku pembuatan sikloheksana adalah Benzena dan Hidrogen. Saat ini Indonesia telah memiliki pabrik penghasil Benzena (C_6H_6), yaitu PT Pertamina Refinery Unit IV Cilacap dengan kapasitas 110.000 ton per tahun dan pabrik penghasil Hidrogen (H_2), yaitu PT Air Liquide Indonesia dengan kapasitas 21.000 ton per tahun. Sedangkan katalis Nikel Raney sebagai bahan pendukung dapat diperoleh dari Zibo Yinghe Chemical Co., Ltd dengan kapasitas 20.000 ton per tahun. Berikut data ketersediaan bahan baku dan bahan pendukung pada Tabel 1.6.

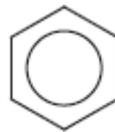
Tabel 1.6. Ketersediaan Bahan Baku dan Bahan Pendukung

No.	Bahan Baku dan Katalis	Produsen	Kapasitas	Sumber
1.	Benzena (C ₆ H ₆)	PT Pertamina Refinery Unit IV Cilacap	110.000 ton/tahun	https://onesolution.pertamina.com/
2.	Hidrogen (H ₂)	PT Air Liquide Indonesia	21.000 ton/tahun	http://lnkiy.in/PTAirLiquideProduction
3.	Nikel Raney	Zibo Yinghe Chemical Co., Ltd	20.000 ton/tahun	http://www.zbyinghe.com/

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Bahan Baku dan Produk

a. Benzena



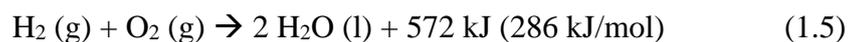
Gambar 1.9 Struktur kimia benzena

Benzena merupakan suatu senyawa organik dengan rumus kimia C₆H₆. Molekul benzena tersusun atas enam atom karbon yang berikatan dalam suatu cincin, dengan satu atom hidrogen yang terikat pada masing-masing atom karbon. Benzena dikelompokkan sebagai hidrokarbon karena hanya mengandung atom karbon dan hidrogen. Benzena merupakan cairan tak berwarna, sangat mudah terbakar dan berbau harum.

Menurut Burridge (2007), Penggunaan utama benzena saat ini digunakan dalam pembuatan bahan kimia organik. Di Eropa, benzena digunakan untuk membuat stirena, fenol, sikloheksana, anilin, anhidrida maleat, alkilbenzena dan klorobenzena, produk tersebut adalah produk *intermediate* dalam produksi antrakuinon, hidrokuinon, benzena heksaklorida, benzena asam sulfonat dan produk lain yang digunakan dalam obat-obatan, pewarna, insektisida dan plastik.

b. Hidrogen

Menurut Muliawati (2008), hidrogen adalah unsur kimia pada tabel periodik yang memiliki simbol H dan nomor atom 1. Pada suhu dan tekanan standar, hidrogen tidak berwarna, tidak berbau, bersifat non-logam dan merupakan gas diatomik yang sangat mudah terbakar. Hidrogen merupakan unsur paling melimpah dengan persentase kira-kira 75% dari total massa unsur alam semesta. Senyawa hidrogen relatif langka dan jarang dijumpai secara alami di bumi, dan biasanya dihasilkan secara industri dari berbagai senyawa hidrokarbon seperti metana. Hidrogen juga dapat dihasilkan dari air melalui proses elektrolisis. Hidrogen ditemukan dalam kelimpahan yang besar di bintang-bintang dan planet-planet gas raksasa. Entalpi pembakaran hidrogen adalah -286 kJ/mol. Hidrogen terbakar menurut persamaan kimia:

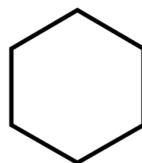


c. Nikel

Nikel adalah logam putih yang berwujud seperti perak, bersifat keras dan anti karat. Secara umum, nikel digunakan untuk pelapisan peralatan

kimia, besi dan kuningan, sebagai katalis dalam pembuatan bahan kimia khusus seperti katalis untuk hidrogenasi benzena, serta bahan baku dalam pembuatan uang logam. Jenis nikel yang digunakan adalah nikel Raney. Nikel Raney merupakan sejenis katalis padat yang terdiri dari butiran alus aloi nikel-alumunium yang dikembangkan oleh seorang insiyur Amerika Bernama Murray Raney pada tahun 1926. Katalis ini pada umumnya mengandung 85% nikel berdasarkan massa. Alumunium membantu untuk menjaga keseluruhan struktur pori katalis. Menurut Wulansari (2022), keunggulan katalis nikel karena memiliki *lifetime* yang cukup lama dan tidak terlarut di dalam produk sehingga tidak memerlukan proses pemisahan katalis. Peran katalis nikel dalam proses ini adalah mampu memperoleh produk sikloheksana dengan jumlah yang besar dengan kemurnian yang tinggi dan hanya memerlukan biaya yang rendah karena prosesnya lebih sederhana.

d. Sikloheksana



Gambar 1.10 Struktur kimia Sikloheksana

Sikloheksana memiliki rumus molekul C_6H_{12} , memiliki karakteristik tidak berwarna, memiliki bau seperti benzena dengan tingkat toksisitas yang rendah. Sikloheksana merupakan produk *intermediate* yang digunakan sebagai bahan baku pembuatan asam adipat dan kaprolaktam,

serta berfungsi sebagai pelarut non-polar, insektisida, dan *plasticizer*. Menurut Kaffah (2020), sikloheksana juga digunakan dalam analisis di laboratorium. Pada skala industri, sikloheksana diproduksi dengan mereaksikan benzena dan hidrogen.

1.3.2 Proses pembuatan Sikloheksana

Proses pembuatan sikloheksana dapat dilakukan melalui dua macam proses reaksi, diantaranya:

1. Proses Hidrogenasi Benzena

Suatu proses untuk menghidrogenasi benzena dalam fase gas dengan hidrogen untuk menghasilkan sikloheksana. Katalis yang digunakan adalah nikel dengan *support carrier* alumunium (nikel raney) dan menggunakan jenis reaktor *fixed bed multitube*. Suhu reaksi berjalan pada 150°C-250°C dalam tekanan 10-26 atm. Suhu reaktor harus dipertahankan dalam batas yang telah ditetapkan. Hal ini dilakukan untuk menghindari *thermal cracking* yang terjadi pada suhu diatas 250°C, reaksi samping lain dan tetapan kesetimbangan yang tidak diinginkan yang dapat mengurangi nilai konversi benzena. Karena reaksi berjalan secara eksotermis, maka diperlukan adanya pendinginan untuk menjaga kondisi operasi. Pada proses ini, didapatkan kemurnian sikloheksana dan efisiensi proses yang tinggi karena adanya *recycle* gas hidrogen serta gas buang yang sedikit sehingga lebih ekonomis (*US Patent 3767719*, 1973). Reaksi berlangsung sebagai berikut:



Reaksi hidrogenasi berlangsung eksotermis tetapi tidak berlangsung secara spontan karena energi aktivasinya yang tinggi, sehingga diperlukan katalis agar reaksi dapat berlangsung dengan cepat. Katalis akan mengadsorpsi molekul reaktan secara kimiawi (Septiawati et al., 2010).

2. Proses Fraksinasi Minyak Mentah

Sikloheksana pertama kali diperoleh dari proses fraksinasi minyak mentah dengan kemurnian hanya 85%. Proses ini memanfaatkan minyak mentah atau *crude oil* sebagai bahan baku utama yang nantinya akan difraksinasi menggunakan distilasi fraksional. Didapatkan beberapa fraksi, yaitu fraksi ringan (C_5 atau yang lebih ringan), fraksi menengah (benzena, metil siklopentana, dan sikloheksana), dan fraksi berat (C_7 atau yang lebih berat). Pembuatan sikloheksana menggunakan proses ini mendapatkan hasil yang kemurniannya rendah dan apabila kemurniannya ditingkatkan, hasil yang didapatkan menjadi sedikit. Terlebih lagi impuritasnya juga yang lebih tinggi, sehingga proses jenis ini tidak digunakan pada skala industri (*US Patent 3406217*, 1968).

3. Reaksi Hidrogenasi Sikloheksanon

Sikloheksanon dapat direaksikan dengan gas hidrogen dan katalis palladium untuk menghasilkan sikloheksana. Reaksi ini merupakan reaksi reduksi, yaitu reaksi penambahan atom hidrogen ke molekul. Pada reaksi hidrogenasi sikloheksanon, sikloheksanon direaksikan dengan gas hidrogen dan katalis palladium. Katalis palladium berfungsi untuk mempercepat laju reaksi. Reaksinya dapat ditulis sebagai berikut:



Hasil reaksi hidrogenasi sikloheksanon adalah sikloheksana. Sikloheksana merupakan senyawa hidrokarbon alkana yang memiliki rumus molekul C_6H_{12} . Sikloheksana memiliki sifat fisik berupa cairan yang tidak berwarna dan memiliki titik didih $80,7^\circ\text{C}$. Reaksi hidrogenasi sikloheksanon dapat dilakukan dengan cara memanaskan sikloheksanon dan gas hidrogen pada suhu $150\text{-}200^\circ\text{C}$ dengan katalis palladium. Rendemen reaksi ini dapat mencapai 90%. Tekanan pada reaksi hidrogenasi sikloheksanon biasanya berkisar antara 10-100 atm. Tekanan yang lebih tinggi akan menghasilkan laju reaksi yang lebih cepat, tetapi juga dapat meningkatkan pembentukan produk sampingan. Pada tekanan atmosfer normal (1 atm), reaksi hidrogenasi sikloheksanon akan berlangsung sangat lambat dan menghasilkan rendemen yang rendah. Oleh karena itu, tekanan reaksi perlu ditingkatkan untuk mempercepat laju reaksi dan meningkatkan rendemen produk. Tekanan yang tepat untuk reaksi hidrogenasi sikloheksanon akan tergantung pada jenis katalis yang digunakan. Katalis yang lebih aktif dapat digunakan pada tekanan yang lebih rendah. Berikut adalah beberapa faktor yang mempengaruhi reaksi hidrogenasi sikloheksanon:

- Jenis katalis

Jenis katalis yang digunakan akan mempengaruhi laju reaksi. Katalis palladium merupakan katalis yang paling umum digunakan untuk reaksi hidrogenasi sikloheksanon.

- Konsentrasi katalis

Konsentrasi katalis yang lebih tinggi akan menghasilkan laju reaksi yang lebih cepat.

- Suhu

Suhu yang lebih tinggi akan menghasilkan laju reaksi yang lebih cepat.

- Waktu reaksi

Waktu reaksi yang lebih lama akan menghasilkan rendemen yang lebih tinggi.

4. Reaksi Diels-Alder

Sikloheksana dapat disintesis dari diena dan dienofil. Reaksi ini merupakan reaksi adisi, yaitu reaksi penambahan dua molekul atau gugus ke molekul yang sama. Reaksi ini dapat dilakukan dengan cara memanaskan diena dan dienofil pada suhu 50-150°C. Suhu yang lebih tinggi akan menghasilkan laju reaksi yang lebih cepat, tetapi juga dapat meningkatkan pembentukan produk sampingan. Rendemen reaksi ini dapat mencapai 70%. Tekanan operasi reaksi Diels-Alder untuk membentuk produk sikloheksana biasanya berkisar antara 10-100 atm. Tekanan yang lebih tinggi akan menghasilkan laju reaksi yang lebih cepat, tetapi juga dapat meningkatkan pembentukan produk sampingan. Suhu dan tekanan operasi reaksi Diels-Alder untuk membentuk produk sikloheksana dapat bervariasi tergantung pada jenis diena dan dienofil yang digunakan, serta jenis katalis yang digunakan.

Pada tekanan atmosfer normal (1 atm), reaksi Diels-Alder akan berlangsung sangat lambat dan menghasilkan rendemen yang rendah. Oleh karena itu, tekanan reaksi perlu ditingkatkan untuk mempercepat laju reaksi dan meningkatkan rendemen produk. Bahan baku reaksi Diels-Alder terdiri dari dua komponen, yaitu:

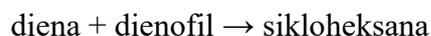
1) Diena

Diena adalah senyawa organik yang memiliki dua ikatan rangkap karbon-karbon. Diena yang paling umum digunakan dalam reaksi Diels-Alder adalah 1,3-Butadiena, 1,3-*Cyclopentadiene* dan 1,3-*Cyclohexadiene*.

2) Dienofil

Dienofil adalah senyawa organik yang memiliki satu ikatan rangkap karbon-karbon atau ikatan rangkap tiga karbon-karbon. Dienofil yang paling umum digunakan dalam reaksi Diels-Alder adalah Ester, Aldehida, Keton, dan Asam karboksilat.

Reaksi Diels-Alder antara diena dan dienofil dapat ditulis sebagai berikut:



Berikut adalah beberapa faktor yang mempengaruhi reaksi Diels-Alder:

- Jenis diena

Jenis diena yang digunakan akan mempengaruhi laju reaksi. Diena yang lebih terkonjugasi akan menghasilkan laju reaksi yang lebih cepat.

- Jenis dienofil

Jenis dienofil yang digunakan akan mempengaruhi laju reaksi dan stereokimia produk. Dienofil yang lebih elektrofilik akan menghasilkan laju reaksi yang lebih cepat.

- Suhu

Suhu yang lebih tinggi akan menghasilkan laju reaksi yang lebih cepat.

- Waktu reaksi

Waktu reaksi yang lebih lama akan menghasilkan rendemen yang lebih tinggi.

Tabel 1.7 Pertimbangan Pemilihan Alur Proses Pembuatan Sikloheksana

No	Kriteria	Proses Pembuatan Sikloheksana			
		Hidrogenasi	Fraksinasi	Sikloheksanon	Diels-Alder
1	Bahan Baku	Benzena dan H ₂	Naphtha	Sikloheksanon dan H ₂	Diena dan Dienofil
2	Bahan Pengotor	Toluena	Fraksi berat minyak bumi (Contohnya toluena)	Air, alkohol dan asam	Air, alkohol, dan asam
3	Reaktor	Fixed Bed	-	Fixed Bed	Continuous Stirred Tank
4	Temperatur (°C)	150 - 250	99 - 149	150-200	50-150
5	Tekanan (atm)	10 - 26	3.74 – 4.42	10-100	10-100
6	Konversi (%)	99	85	90	80-90

Setiap proses pembuatan sikloheksana memiliki kelebihan dan kekurangan masing-masing, yang tertera pada Tabel 1.8.

Tabel 1.8 Kelebihan dan Kekurangan Proses Pembuatan Sikloheksana

	Hidrogenasi	Fraksinasi	Sikloheksanon	Diels-Alder
Kelebihan	Konversi yang dihasilkan mencapai 99%.	Tidak diperlukan katalis, sehingga investasi lebih rendah dan tidak memerlukan waktu regenerasi katalis.	Konversi yang dihasilkan mencapai 90%.	Konversi yang dihasilkan mencapai 80-90%.
	Kemurnian produk yang dihasilkan tinggi.		Reaksi sederhana.	Reaksi cepat dan efisien, serta tidak diperlukan katalis.
	Effisiensi yang tinggi karena terdapat <i>recycle</i> H ₂ .		Tidak terbentuk produk samping.	Biaya produksi relatif rendah.
Kekurangan	Diperlukan katalis, sehingga diperlukan waktu regenerasi dan investasi yang lebih tinggi.	Konversi yang dihasilkan 85%, apabila ingin ditingkatkan akan mengurangi jumlah sikloheksana yang didapatkan.	Diperlukan katalis, sehingga diperlukan waktu regenerasi dan investasi yang lebih tinggi.	Memerlukan tekanan yang tinggi.
		Impuritasnya tinggi.	Reaksi berjalan lambat.	Reaksi kompleks.
		Proses kompleks, dimana prosesnya digunakan minyak mentah yang diolah terlebih dahulu dengan proses distilasi fraksinasi.	Biaya produksi relatif tinggi.	Dapat terbentuk produk samping.

Proses yang dipilih dalam pembuatan sikloheksana pada pabrik ini adalah proses hidrogenasi benzena. Alasan pemilihan proses ini didasarkan pada (*US Patent 3767719*, 1973):

- a) Konversi reaktan ke produk mencapai 99%
- b) Kemurnian produk yang dihasilkan tinggi
- c) Efisiensi yang tinggi karena terdapat recycle H₂

1.3.3 Kegunaan Produk

Sikloheksana merupakan bahan *intermediate* yang secara komersial digunakan untuk:

- Pembuatan asam adipat yang selanjutnya digunakan untuk memproduksi nilon 66.
- Pembuatan kaprolaktam yang selanjutnya digunakan untuk memproduksi nilon 6.
- *Plasticizer* yang berfungsi untuk menambah fleksibilitas dan memudahkan dalam proses pengolahan plastik.
- Pelarut non-polar dan insektisida.

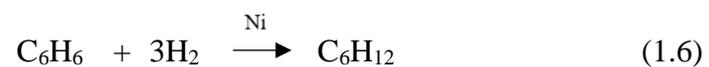
1.4 Tinjauan Termodinamika

Tujuan dari tinjauan termodinamika adalah untuk menentukan sifat reaksi (endotermis/eksotermis), apakah reaksi berlangsung spontan atau tidak, dan arah reaksi (*reversible/irreversible*).

1.4.1 Panas Reaksi

Panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 298 \text{ K}$ dapat digunakan untuk menentukan reaksi tersebut eksotermis atau endotermis. Jika ΔH negatif (-), maka reaksi bersifat eksotermis (mengeluarkan kalor sehingga menaikkan suhu). Jika ΔH bersifat positif (+), maka reaksi bersifat endotermis (menyerap kalor sehingga menurunkan suhu). Berikut nilai-nilai ΔH_f° masing-masing komponen sebagai berikut:

Reaksi yang terjadi:



Tabel 1.9 Nilai ΔH_f° masing-masing Komponen

Senyawa	ΔH_f° (kJ/mol)
C_6H_6	82,93 kJ/mol
H_2	0 kJ/mol
C_6H_{12}	-123,14 kJ/mol

(Yaws, 1999)

Menghitung entalpi reaksi pada tekanan 1 atm dan 298K

$$\begin{aligned} \Delta H_r^\circ (298) &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} & (1.8) \\ &= \Delta H_f^\circ \text{C}_6\text{H}_{12} - (\Delta H_f^\circ \text{C}_6\text{H}_6 + \Delta H_f^\circ \text{H}_2) \\ &= -123,14 \text{ kJ/mol} - (82,93 + 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -206,07 \text{ kJ/mol} \\ &= -206.070 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, didapatkan nilai entalpi negatif (-), maka reaksi berjalan secara eksotermis yang mengeluarkan panas.

1.4.2 Energi Bebas Gibbs (ΔG_f°)

Perhitungan energi bebas gibbs (ΔG_f°) digunakan untuk meramalkan arah reaksi kimia cenderung spontan atau tidak. ΔG_f° bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar yang cukup besar. Sedangkan ΔG_f° bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan dan hanya sedikit membutuhkan energi. Berikut merupakan harga ΔG_f° masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada tabel sebagai berikut:

Tabel 1.10 Nilai ΔG_f° masing-masing Komponen

Senyawa	ΔG_f° (kJ/mol)
C ₆ H ₆	129,66 kJ/mol
H ₂	0 kJ/mol
C ₆ H ₁₂	31,76 kJ/mol

(Yaws, 1999)

Menghitung energi bebas gibbs pada tekanan 1 atm dan 298K

$$\begin{aligned}\Delta G_f^\circ (298) &= \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan} && (1.9) \\ &= \Delta G_f^\circ \text{ C}_6\text{H}_{12} - (\Delta G_f^\circ \text{ C}_6\text{H}_6 + \Delta G_f^\circ \text{ H}_2) \\ &= 31,76 \text{ kJ/mol} - (129,66 + 0) \text{ kJ/mol} \\ &= - 97,9 \text{ kJ/mol} \\ &= -97.900 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, didapatkan nilai (ΔG_f°) energi bebas Gibbs bernilai negatif, sehingga termasuk reaksi yang tidak spontan.

1.4.3 Konstanta Keseimbangan

$$\Delta G_f^\circ = -RT \ln K_0 \quad (1.10)$$

$$\ln \frac{K_1}{K_0} = \frac{-\Delta H_r}{R} \left[\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_0} \right] \quad (1.11)$$

Pada keadaan standar 298 K

$$\begin{aligned} \ln K &= - \frac{-97.9 \text{ kJ/mol}}{8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}} \times 298 \text{ K}} \\ &= 1,44528 \times 10^{17} \end{aligned} \quad (1.12)$$

Dari perhitungan di atas, didapatkan nilai konstanta keseimbangan pada suhu 298 K adalah $1,44 \times 10^{17}$. Pada suhu operasi $230^\circ\text{C} = 503 \text{ K}$, nilai K dihitung dengan persamaan:

$$\ln \frac{K_1}{K_0} = \frac{-\Delta H_r}{R} \left[\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_0} \right] \quad (1.13)$$

$$\ln \frac{K_1}{1,44528 \times 10^{17}} = \frac{-206,07 \text{ kJ/mol}}{8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}}} \left[\frac{1}{503 \text{ K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right]$$

$$\ln \frac{K_1}{1,44528 \times 10^{17}} = 33,898$$

$$K = 7,615 \times 10^{31}$$

Berdasarkan data perhitungan, diperoleh nilai K pada suhu operasi adalah $7,615 \times 10^{31}$. Karena nilai konstanta keseimbangan besar, maka reaksi pembentukan sikloheksana berlangsung searah (*irreversible*).

1.4.4 Tinjauan Kinetika

Reaksi pembentukan sikloheksana dengan proses hidrogenasi benzena berlangsung secara eksotermis (Marangozis et al., 1979). Persamaan kinetiknya sebagai berikut:

$$-r_A = \frac{k.K_B.P_B.P_{H_2}}{(1+K_B.P_B)} \quad (1.14)$$

Dimana :

K_B = koefisien kesetimbangan adsorpsi, atm^{-1} dengan persamaan :

$$K_B = 1,05 \times 10^2 \exp\left(\frac{-6000}{R.T}\right) \quad (1.15)$$

k = kecepatan reaksi spesifik, mol benzena/gr. Jam dengan persamaan :

$$k = 5,75 \times 10^5 \exp\left(\frac{-12400}{R.T}\right) \quad (1.16)$$

P_B = tekanan parsial benzena, atm dengan persamaan :

$$P_B = y_B.P_{\text{tot}} \quad (1.17)$$

P_{H_2} = tekanan parsial H_2 , atm dengan persamaan :

$$P_{H_2} = y_{H_2}.P_{\text{tot}} \quad (1.18)$$

$-r_A$ = laju reaksi, mol benzena/gr. Jam

1.4.5 Perbandingan Mol reaktan

Perbandingan mol reaktan antara benzena dan hidrogen pada reaksi pembentukan sikloheksana adalah 1 : 4,5. Berikut kalkulasi stoikiometri untuk kapasitas 30.000 ton/tahun:

Reaksi:	C_6H_6	+ 3 H_2	→	C_6H_{12}
Mol:	356,50 mol	1.069,51 mol		356,50 mol
Massa:	27.846,21 Ton	2.139,02 Ton		30.000 Ton

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan pabrik ini, maka mekanisme pembuatan sikloheksana dirancang berdasarkan spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Parameter	Bahan Baku		Katalis	Produk
	Benzena	Hidrogen	Nikel Raney	Sikloheksana
Rumus Kimia	C ₆ H ₆	H ₂	Ni	C ₆ H ₁₂
Berat Molekul (g/mol)	78,114	2	58,69	84,161
Fase	Cair	Gas	Padat	Cair
Densitas (g/mL)	0,879	0,07	3,37	0,773
Titik didih (°C)	80,4	-253	2730	80,72
Kemurnian (%)	99,9	99,995	99	99
Impuritas	C ₇ H ₈ (0,1% berat)	0,005% (diabaikan)	-	C ₆ H ₆ dan C ₇ H ₈ (1% berat)

Berikut merupakan data keselamatan bahan kimia yang ditampilkan pada Tabel 2.2.

Tabel 2.2 Data keselamatan bahan kimia

Komponen	Flammable	Gas under pressure	irritant	Health hazard	Environmental hazard	Keterangan	Pengelolaan
Benzena	√		√	√		Flashpoint: -11°C, Autoignition point: 498°C	simpan pada tangki tertutup dan kering, jauh dari panas dan percikan api.
Hidrogen	√	√				Flashpoint: -, Autoignition point: 570°C	simpan pada tangki tegak dan tertutup rapat, suhu tangki tidak boleh lebih dari 52°C (125°F) dan jauh dari sumber pengapian.
Sikloheksana	√		√	√	√	Flashpoint: -20°C, Autoignition point: 260°C	Simpan pada tangki tertutup rapat. Jauhkan dari panas dan sumber api. Meyimpan dibawah gas inert.
Nikel	√			√	√	Flashpoint: -20°C, Autoignition point: 260°C	Simpan pada tempat kering, jauhkan dari panas dan api.

(sumber: MSDS)

2.2 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik Sikloheksana ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk. Hal ini perlu dipersiapkan demi terbentuknya produk sesuai dengan spesifikasi yang telah direncanakan.

Oleh karena itu, produksi yang dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan sesuai dengan tahap-tahap proses yang ada. Bentuk pengendalian yang diperlukan antara lain:

2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk memastikan bahan baku yang akan digunakan memiliki kualitas yang baik, benar dan sesuai dengan spesifikasi produk yang diinginkan. Penggunaan bahan baku merupakan salah satu faktor utama yang mempengaruhi proses produksi dan akan berpengaruh terhadap kualitas produk yang dihasilkan. Sehingga sebelum dilakukan proses produksi, perlu dilakukan proses pengujian kualitas bahan baku yang diperoleh. Parameter pengujian bahan baku yang akan digunakan meliputi kemurnian dan kandungan dari bahan baku dan bahan pendukung, serta kadar zat pengotor. Bahan baku utama yang digunakan dalam proses ini adalah Benzena dari PT Pertamina *Refinery Unit IV* Cilacap dan Hidrogen dari PT Air Liquide Indonesia, serta bahan pendukung Nikel Raney dari Zibo Yinghe Chemical Co., Ltd.

2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses produksi terdiri dari susunan alat yang berfungsi sebagai sistem pengontrol yang berjalan secara otomatis dengan menggunakan indikator tertentu. Segala bentuk pengawasan dan pengendalian jalannya proses produksi dijalankan melalui alat

pengendali yang berpusat di *control room* dan diawasi oleh operator. Hal ini dilakukan untuk mempermudah pengawasan dan pengendalian ketika proses produksi sedang berjalan. Apabila terjadi penyimpangan pada proses produksi, maka dapat diketahui melalui sinyal dan tanda yang dapat berupa bunyi alarm, nyala lampu dan lain sebagainya. Dengan itu operator dapat mengembalikan penyimpangan tersebut pada kondisi awal sesuai dengan prosedur yang sudah ditetapkan. Pada pabrik Sikloheksana ini, instrumen *control* yang perlu digunakan yaitu:

A) *Level Controller*

Merupakan alat yang dipasang di bagian dinding tangki yang berfungsi untuk mengendalikan volume cairan tangki/*vessel*. Apabila kondisi di dalam tangki belum sesuai dengan yang telah ditetapkan sesuai prosedur, maka dapat diketahui dengan adanya isyarat atau tanda tanda dari indikator alat berupa adanya nyala lampu maupun bunyi alarm. Alat ini dipasangkan pada dinding tangki dengan ketinggian yang telah diatur sesuai dengan prosedur produksi.

B) *Flow Rate Controller*

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

C) *Temperature Controller*

Merupakan alat yang digunakan untuk mengamati dan mengatur besaran suhu pada suatu proses. Apabila terjadi penyimpangan suhu yang tidak sesuai dengan prosedur produksi, maka dapat diketahui melalui isyarat atau tanda dari indikator alat berupa adanya nyala lampu maupun bunyi alarm.

D) *Pressure Controller*

Merupakan alat yang digunakan untuk mengamati dan mengatur tekanan pada suatu proses, baik tekanan masuk maupun tekanan keluar pada proses produksi. Apabila terjadi penyimpangan tekanan yang tidak sesuai dengan prosedur produksi, maka dapat diketahui melalui isyarat atau tanda dari indikator alat berupa adanya nyala lampu maupun bunyi alarm.

2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk

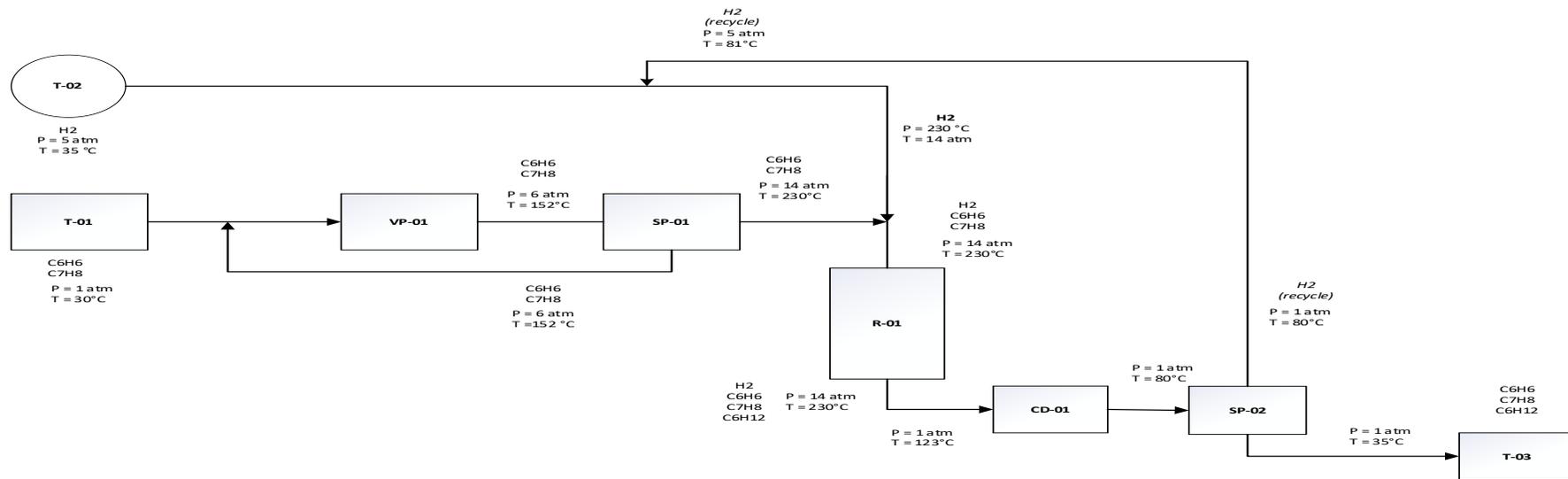
Pengendalian kualitas produk bertujuan untuk menghasilkan Sikloheksana yang sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan. Untuk memperoleh mutu produk standar, maka diperlukan bahan baku yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap variabel-variabel proses yang ada melalui *system control* agar tetap sesuai dengan *set point* yang telah ditetapkan. Sehingga didapatkan produk yang berkualitas, sesuai standar pabrik dan dapat dipasarkan. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sudah sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan, maka diperlukan uji spesifikasi bahan baku dan kemurnian produk.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

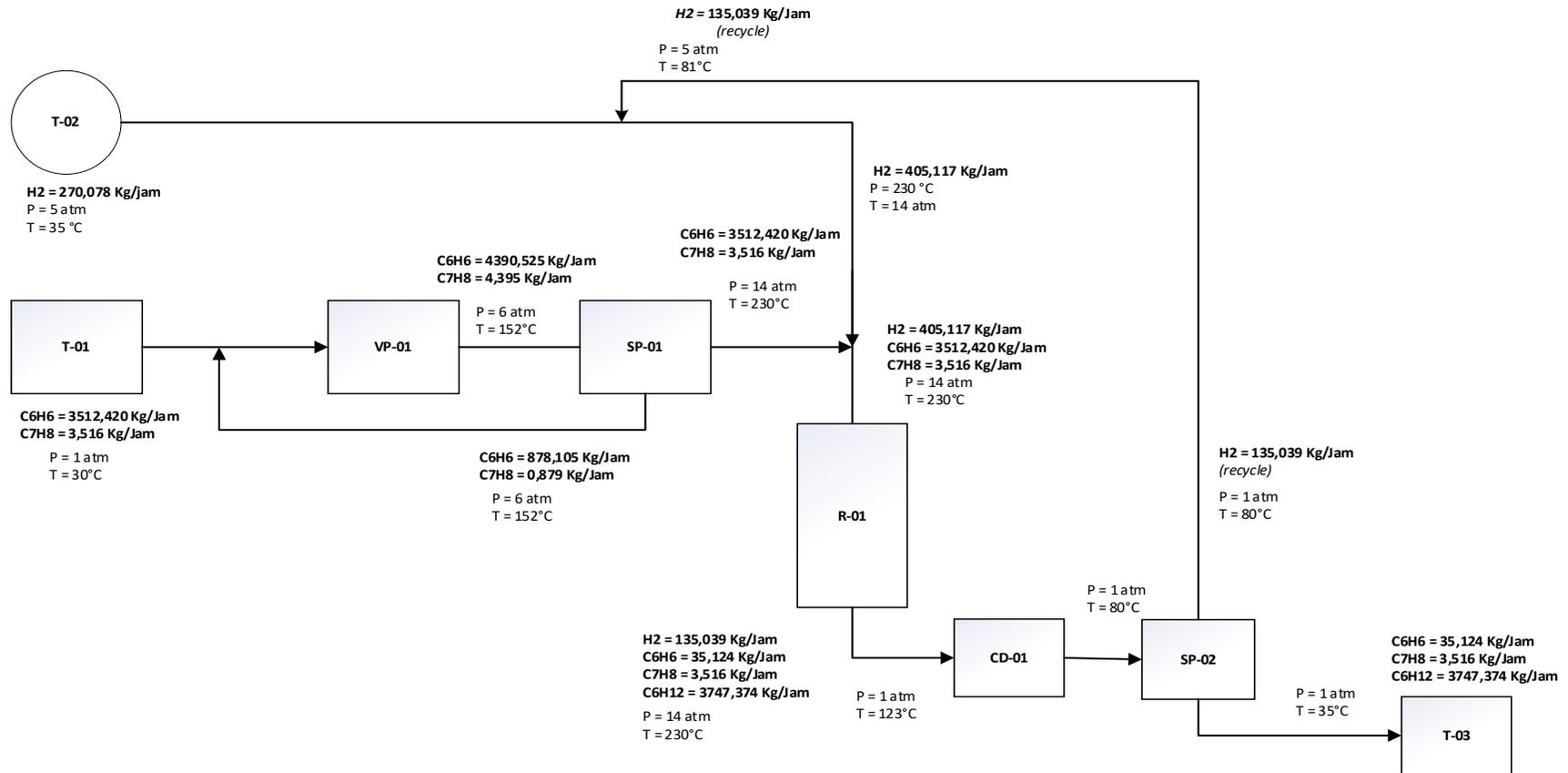
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Terdapat beberapa tahapan dalam proses pembuatan sikloheksana dari proses hidrogenasi benzena, diantaranya adalah proses persiapan bahan baku, proses pembentukan produk dan proses pemisahan produk.

3.2.1 Proses Persiapan Bahan Baku

Pada proses persiapan bahan baku, benzena (C_6H_6) diperoleh dari PT Pertamina RU IV Cilacap. Benzena yang dihasilkan di PT Pertamina RU IV Cilacap memiliki kemurnian 99,9% dan disimpan di tangki penyimpanan (T-01). Bahan baku benzena disimpan pada fase cair dengan suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm. Hidrogen (H_2) diperoleh dari PT Air Liquide Indonesia yang disimpan di tangki bola bertekanan (T-02). Hidrogen yang dihasilkan di PT Air Liquide Indonesia memiliki kemurnian 99,995%. Bahan baku hidrogen dalam fase gas dengan suhu $35^\circ C$ dan tekanan 5 atm.

Benzena yang disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) dengan suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm akan dinaikkan tekanannya dengan Pompa (P-01) hingga mencapai 6 atm. Kemudian benzena dinaikkan suhunya dengan vaporizer (VP-01) hingga suhunya mencapai $152^\circ C$. Pemanas yang digunakan untuk menguapkan benzena pada vaporizer (VP-01) adalah *steam*. Penguapan pada vaporizer dibatasi dengan maksimum sebesar 80 % total *flowrate* masuk, campuran gas-cair benzena keluaran vaporizer kemudian akan masuk ke dalam separator (SP-01) untuk dipisahkan. Cairan hasil keluaran separator akan di *recycle* kembali ke dalam vaporizer (VP-

01). Sedangkan gas keluaran separator akan masuk ke dalam *pre-heater* (E-01) untuk dinaikkan suhunya menjadi 190°C dan dikompresi dengan compressor (C-02) hingga mencapai tekanan 14 atm sehingga suhunya akan meningkat menjadi 230°C, kemudian akan langsung diumpankan ke dalam reaktor (R-01).

Gas hidrogen dengan suhu 35°C dan tekanan 5 atm akan dinaikkan tekanannya dengan *compressor* (C-01) hingga 14 atm. Kemudian hidrogen akan dipanaskan dengan *pre-heater* (E-02) untuk menaikkan suhunya hingga 230 °C.

Gas hidrogen akan bercampur dengan gas benzena dan *recycle* gas hidrogen keluaran compressor (C-01) dan *pre-heater* (E-02) yang telah dinaikkan tekanannya menjadi 14 atm dan suhunya menjadi 230°C. Campuran gas benzena dan hidrogen lalu diumpankan ke dalam reaktor.

3.2.2 Proses Pembentukan Produk

Reaksi yang terjadi dalam reaktor:



Bahan baku yang telah siap lalu dimasukkan ke dalam reaktor yang beroperasi secara isothermal dan adiabatik dimana reaksi dijaga pada suhu reaksi 230°C dan tekanan 14 atm. Hal ini dilakukan untuk menghindari *thermal cracking* yang terjadi pada suhu diatas 250°C, reaksi samping lain dan tetapan kesetimbangan yang tidak diinginkan yang dapat mengurangi

nilai konversi benzena. Proses pembentukan produk sikloheksana menggunakan Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-01) yang di dalamnya berisi katalis nikel raney. Gas benzena dan hidrogen dimasukkan secara bersamaan ke bagian *tube* reaktor, selanjutnya melewati katalis. Saat melewati katalis, bahan baku mengalami reaksi sehingga membentuk produk sikloheksana. Reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis, sehingga akan melepaskan panas yang dapat menaikkan suhu dalam reaktor, tetapi reaktor berjalan secara isothermal sehingga suhu dijaga konstan pada suhu 230°C. Panas yang dihasilkan oleh reaksi ini diserap oleh media pendingin *dowtherm A* yang dialirkan di dalam *shell*. Konversi yang dicapai dalam pembentukan produk sikloheksana dengan proses hidrogenasi benzena sebesar 99% terhadap benzena.

3.2.3 Proses Pemisahan Produk

Produk keluaran dari reaktor berupa fase gas yang terdiri dari benzena, toluena, sikloheksana, dan hidrogen yang masih bertekanan dan suhu yang tinggi akan diturunkan tekanannya di dalam *ekspansion valve* (EV-01), kemudian akan diturunkan suhunya di dalam *pre-cooling* (CL-01). Lalu, campuran produk keluaran dari reaktor tersebut akan dikondensasikan di dalam kondensor (CD-01) untuk merubah produk fase gas menjadi campuran gas-cair. Selanjutnya, dilakukan pemisahan produk berupa campuran gas-cair di dalam separator (SP-02). Hasil atas separator yaitu gas hidrogen yang tidak terkondensasi akan di *recycle* untuk dicampur dengan umpan hidrogen. Sedangkan hasil bawah separator fase cair merupakan produk sikloheksana yang akan dialirkan menuju *pre-cooling* (CL-02)

untuk mendinginkan suhu produk. Kemudian produk sikloheksana akan menuju tangki penyimpanan produk (T-03) untuk disimpan pada suhu 35°C dan tekanan 1 atm.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor (R-01)

Fungsi	Mereaksikan benzena dengan hidrogen untuk membentuk sikloheksana
Tipe	<i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
Katalis	Nikel Raney (Ni-Al)
Kondisi Operasi	
Tekanan masuk (atm)	14
Tekanan keluar (atm)	14
Suhu umpan masuk (°C)	230
Suhu umpan keluar (°C)	230
Suhu pendingin masuk (°C)	39
Suhu pendingin keluar (°C)	150
Spesifikasi	
Tinggi reaktor (m)	5,70
Volume reaktor (m ³)	12,808
Diameter dalam <i>shell</i> (m)	1,8706
Diameter luar <i>shell</i> (m)	1,9128
Tebal <i>shell</i> (in)	0,8326
Jenis pendingin	<i>Dowtherm A</i>
Tebal <i>head</i> (in)	0,875
Jenis <i>head</i>	<i>Ellipstical dished head</i>
Diameter Tube (in)	1,32
Tebal tube (in)	0,271
Jumlah <i>tube</i>	1806
Harga (\$)	58.869
Material	<i>Stainless Steel SA 204 grade A</i>

3.3.2 Spesifikasi Separator

Tabel 3.2 Spesifikasi Separator

Kode Alat	SP-01	SP-02
Fungsi	Memisahkan benzena dari campuran produk benzena fase cair dan gas keluaran Vaporizer (VP-01)	Memisahkan fase uap dan fase cair produk dari keluaran Condenser (CD-01)
Suhu (°C)	152,13	80
Tekanan (atm)	6	1
Tinggi (m)	1,6905	2,1522
Diameter (m)	0,4764	0,4538
Tebal shell (in)	0,3125	0,1875
Tebal Head (in)	0,3125	0,1875
Harga (\$)	8.327	8.096
Tipe	<i>Vertical drum separator</i>	<i>Horizontal drum separator</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 type 304</i>	

3.3.3 Spesifikasi Vaporizer

Tabel 3.3 Spesifikasi Vaporizer (VP-01)

Fungsi	Menguapkan bahan baku benzena yang keluar
Suhu operasi masuk (°C)	100,15
Tekanan operasi masuk (atm)	6
Suhu operasi keluar (°C)	152,13
Tekanan operasi keluar (atm)	6
Tipe	<i>Shell and Tube</i>
Beban panas (kg/jam)	2.753.470,44
Luas transfer panas (ft ²)	267,5801
Kebutuhan pemanas (kg/jam)	2.653,820
Pemanas	<i>Saturated Steam</i>
<i>ID shell (in)</i>	15,25
<i>Passes of shell</i>	1
<i>ID tube (in)</i>	0,65
<i>OD tube (in)</i>	0,75
Panjang pipa (ft)	12
Jumlah pipa	116
Susunan pipa	Susunan ¾" pada 1" <i>squarepitch</i>
Harga (\$)	263.696
Material	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 type 304</i>

3.3.4 Spesifikasi Turbin Expander

Tabel 3.4 Spesifikasi Turbin Expander (TU-01)

Fungsi	Menurunkan tekanan produk keluaran Reaktor (R-01) dari 14 atm menjadi 1 atm
Suhu operasi masuk (°C)	230
Tekanan operasi masuk (atm)	14
Suhu operasi keluar (°C)	123,31
Tekanan operasi keluar (atm)	1
Putaran rotor (rpm)	10.000
Luas sudu (m ²)	0,02
Sudut sudu (°)	17,68
Lebar rotor (m)	0,013
Diameter rotor (m)	0,06
Daya (HP)	12
Harga (\$)	15.151
Material	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 type 304</i>

3.3.5 Spesifikasi Condensor

Tabel 3.5 Spesifikasi Condensor (CD-01)

Fungsi	Mengembunkan uap campuran keluaran dari reaktor (R-01)
Tekanan (atm)	1
Suhu masuk (°C)	80
Suhu keluar (°C)	80
Tipe	<i>Shell and Tube</i>
Beban panas (kg/jam)	323.057,949
Luas transfer panas (ft ²)	440
Kebutuhan pendingin (kg/jam)	10.768,598
Pendingin	<i>Steam</i>
<i>ID shell</i> (in)	17,25
<i>Passes of shell</i>	1
<i>ID tube</i> (in)	0,48
<i>OD tube</i> (in)	0,75
Panjang pipa (ft)	16
Jumlah pipa	166
Susunan pipa	Susunan ¾" pada 1" <i>squarepitch</i>
Harga (\$)	66.387
Material	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 type 304</i>

3.3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Kode Alat	Tangki 1 (T-01)	Tangki 2 (T-02)	Tangki 3 (T-03)
Fungsi	Menyimpan bahan baku Benzena (C ₆ H ₆) sebelum diolah menjadi produk	Menyimpan bahan baku Hidrogen (H ₂) sebelum diolah menjadi produk	Menyimpan produk Sikloheksana (C ₆ H ₁₂)
Waktu penyimpanan (hari)	15	1	30
Suhu penyimpanan (°C)	30	35	35
Tekanan penyimpanan (atm)	1	5	1
Kapasitas tangki (kg)	1.265.736,818	6.481,9	2.725.930
Volume tangki (m ³)	1750,2878	111,12	4251,0507
Diameter (m)	18,288	5,9658	24,384
Tebal <i>shell</i> (in)	0,5	0,875	0,625
Tinggi puncak <i>head</i> (m)	3,1618	-	4,1964
Tebal <i>head</i> (in)	0,625	-	0,75
Total tinggi tangki (m)	10,477	-	13,3404
Harga (\$)	725.049	92.988	1.140.024
Tipe	Tangki silinder <i>flat bottom</i> dengan <i>torispherical roof</i>	Tangki bola (<i>spherical tank</i>)	Tangki silinder <i>flat bottom</i> dengan <i>torispherical roof</i>
Material	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>		

3.3.7 Spesifikasi Pompa

Tabel 3.7 Spesifikasi Alat Pompa

Kode Alat	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan bahan baku dari tangki penyimpanan (T-01)	Memompa aliran dari kondensor menuju separator-02	Memompa keluaran separator-02 menuju cooler
Kapasitas (gpm)	21,3989	29	27,6558
Kecepatan putar (rpm)	128,922	1221,249	2467,6393
Ukuran pipa			
ID (in)	2,067	1,939	2,067
OD (in)	2,38	2,38	2,38
NPS (in)	2	2	2
A (in ²)	3,35	2,95	3,35
Daya pompa			
Efisiensi pompa (%)	80	80	80
Daya motor (HP)	10	0.25	0.25
Harga (\$)	30.500	4.000	4.200
Jenis pompa	Mixed Flow Impellers	Mixed Flow Impellers	Mixed Flow Impeller

3.3.8 Spesifikasi Blower

Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Blower

Kode Alat	Blower (BL-01)	Blower (BL-02)
Fungsi	Menghisap gas Benzena (C ₆ H ₆) untuk diumpankan ke dalam E-01	Menghisap gas produk keluaran reaktor untuk diumpankan ke dalam <i>Pre-Cooling</i> (CI-01)
Laju alir masuk udara (ft ³ /min)	595,185	660,625
Tekanan blower (psi)	12,305	14,743
Power (HP)	0,25	0,2
Tipe	<i>centrifugal blower</i>	<i>centrifugal blower</i>
Harga (\$)	2.600	3.238

3.3.9 Spesifikasi Kompresor

Tabel 3.9 Spesifikasi Kompresor

Kode Alat	Kompresor 1 (C-01)	Kompresor 2 (C-02)	Kompresor 3 (C-03)
Fungsi	Menaikkan tekanan umpan Hidrogen menuju <i>Pre-Heater</i> (E-02)	Menaikkan tekanan benzena dari 6 atm menjadi 14 atm	Menaikkan tekanan hidrogen dari 1 atm menjadi 5 atm
Suhu operasi masuk (°C)	50,46	190	80
Tekanan operasi masuk (atm)	5	6	1
Suhu operasi keluar (°C)	162,74	230	81,38
Tekanan operasi keluar (atm)	14	14	5
Laju alir umpan (m/s)	4,2836	1,3988	1,4279
Laju volumetrik gas (m ³ /s)	0,1263	2,3828	0,0421
Daya kompresor (HP)	15,14	41,58	13,02
Harga (\$)	81.885	69.972	69.972
Tipe kompresor	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>

3.3.10 Spesifikasi *Pre-Heater*

Tabel 3.10 Spesifikasi Pre-heater

Kode Alat	<i>Pre-Heater</i> (E-01)	<i>Pre-Heater</i> (E-02)
Fungsi	Memanaskan umpan Benzena (C ₆ H ₆) keluaran separator (SP-01)	Memanaskan umpan Hidrogen (H ₂) keluaran <i>compressor</i> (C-01)
Tipe	Shell & Tube	<i>Shell & Tube</i>
Fluida panas	Steam	<i>Steam</i>
Fluida dingin	Hasil atas separator (SP-01)	Umpan hidrogen keluaran <i>compressor</i> (C-01)
Luas transfer panas (ft ²)	234,5736	337,3487
Tipe Fluida	Steam	<i>Steam</i>
Kebutuhan Fluida (kg/jam)	184,279	230,756
Spesifikasi		
• ID (in)	0,62	0,62
• OD (in)	0,75	0,75
• Panjang (ft)	12	16
• Jumlah pipa	116	108
• Material	<i>Stainless Steel 304</i>	
• Harga (\$)	31.805	51.120

3.3.11 Spesifikasi *Pre-Cooling*

Tabel 3.11 Spesifikasi *Pre-Cooling* (CL-01)

Fungsi	Mendinginkan produk keluaran Blower (BL-02)
Tipe	<i>Shell & Tube</i>
Fluida panas	Keluaran blower (BL-02)
Fluida dingin	<i>Dowtherm A</i>
Luas transfer panas (ft ²)	275,0590
Tipe Fluida	<i>Dowtherm A</i>
Kebutuhan Fluida (kg/jam)	5017,609
Spesifikasi	
• ID (in)	0,48
• OD (in)	0,75
• Panjang (ft)	16
• Jumlah pipa	90
• Material	<i>Stainless Steel 304</i>
• Harga (\$)	40.133

Tabel 3.12 Spesifikasi *Pre-Cooling* (CL-02)

Fungsi	Mendinginkan produk keluaran separator (SP-02)	
Tipe	<i>Double Pipe</i>	
Fluida panas	Keluaran separator (SP-02)	
Fluida dingin	<i>steam</i>	
Luas transfer panas (ft ²)	196,7643	
Tipe Fluida	Air pendingin	
Kebutuhan Fluida (kg/jam)	2666,607	
Spesifikasi	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
• ID (in)	2,067	1,38
• OD (in)	2,38	1,66
• Panjang (ft)	15 ft	
• Jumlah <i>Hairpin</i>	21	
• Material	<i>Stainless Steel 304</i>	
• Harga (\$)	45.684	

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.13 Neraca Massa Total

No	Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
1	Benzena (C ₆ H ₆)	3512,420	35,124
2	Toluena (C ₇ H ₈)	3,516	3,516
3	Hidrogen (H ₂)	405,117	135,039
4	Sikloheksana (C ₆ H ₁₂)	-	3747,374
Total		3921,053	3921,053

3.4.2 Neraca Massa Alat

1. Vaporizer (VP-01)

Tabel 3.14 Neraca Massa Vaporizer (VP-01)

No	Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
		Arus 2	Arus 4	Arus 3
1	Benzena (C ₆ H ₆)	3512,420	878,105	4390,525
2	Toluena (C ₇ H ₈)	3,516	0,879	4,395
3	Hidrogen (H ₂)	-	-	-
4	Sikloheksana (C ₆ H ₁₂)	-	-	-
Subtotal		3515,936	878,984	4394,920
Total		4394,920		4394,920

2. Separator (SP-01)

Tabel 3.15 Neraca Massa Separator (SP-01)

No	Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
		Arus 3	Arus 4	Arus 5
1	Benzena (C ₆ H ₆)	4390,525	878,105	3512,420
2	Toluena (C ₇ H ₈)	4,395	0,879	3,516
3	Hidrogen (H ₂)	-	-	-
4	Sikloheksana (C ₆ H ₁₂)	-	-	-
Subtotal		4394,920	878,984	3515,936
Total		4394,920	4394,920	

3. Reaktor (R-01)

Tabel 3.16 Neraca Massa Reaktor (R-01)

No	Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
		Arus 12	Arus 13
1	Benzena (C ₆ H ₆)	3512,420	35,124
2	Toluena (C ₇ H ₈)	3,516	3,516
3	Hidrogen (H ₂)	405,117	135,039
4	Sikloheksana (C ₆ H ₁₂)	-	3747,374
Subtotal		3921,053	3921,053
Total		3921,053	3921,053

4. Separator (SP-02)

Tabel 3.17 Neraca Massa Separator (SP-02)

No	Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
		Arus 16	Arus 17 (Recycle)	Arus 18 (Produk)
1	Benzena (C ₆ H ₆)	35,124	-	35,124
2	Toluena (C ₇ H ₈)	3,516	-	3,516
3	Hidrogen (H ₂)	135,039	135,039	-
4	Sikloheksana (C ₆ H ₁₂)	3747,374	-	3747,374
Subtotal		3921,053	135,039	3786,014
Total		3921,053	3921,053	

3.5 Neraca Panas

1. Vaporizer (VP-01)

Tabel 3.18 Neraca panas Vaporizer (VP-01)

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
ΔH1	46672,435	ΔH2	4118,370
Q reaksi	42554,065	Q pemanas	85108,129
Total	89226,500	Total	89226,500

2. Separator (SP-01)

Tabel 3.19 Neraca panas Separator (SP-01)

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
$\Delta H1$	19961,346	$\Delta H2$	19961,346
Total	19961,346	Total	19961,346

3. Pre-heater (E-01)

Tabel 3.20 Neraca panas Pre-heater (E-01)

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
$\Delta H1$	16164,771	$\Delta H2$	37614,981
Q pemanas	42900,421	Q reaksi	21450,211
Total	59065,192	Total	59065,192

4. Pre-heater (E-02)

Tabel 3.21 Neraca panas Pre-heater (E-02)

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
$\Delta H1$	735296,577	$\Delta H2$	1111968,026
Q pemanas	450201,106	Q reaksi	73529,658
Total	1185497,684	Total	1185497,684

5. Reaktor (R-01)

Tabel 3.22 Neraca panas Reaktor (R-01)

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
$\Delta H1$	1232913,199	$\Delta H2$	748800,758
Q reaksi	484112,441	Q pendingin	968224,882
Total	1717025,640	Total	1717025,640

6. Turbin Expander (TU-01)

Tabel 3.23 Neraca panas Turbin Expander (TU-01)

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
$\Delta H1$	748800,758	$\Delta H2$	293270,670
		Q reaksi	455530,088
Total	748800,758	Total	748800,758

7. Pre-cooling (CL-01)

Tabel 3.24 Neraca panas Pre-cooling (CL-01)

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
$\Delta H1$	293270,670	$\Delta H2$	146337,206
Q reaksi	146933,464	Q pendingin	293866,929
Total	440204,135	Total	440204,135

8. Condensor (CD-01)

Tabel 3.25 Neraca panas Condensor (CD-01)

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
$\Delta H1$	146337,206	$\Delta H2$	141482,104
Q reaksi	4855,102	Q pendingin	9710,205
Total	151192,308	Total	151192,308

9. Separator (SP-02)

Tabel 3.26 Neraca panas Separator (SP-02)

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
$\Delta H1$	141033,173	$\Delta H2$	141033,173
Total	141033,173	Total	141033,173

10. Pre-cooling (CL-01)

Tabel 3.27 Neraca panas *Pre-cooling* (CL-01)

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
$\Delta H1$	47322,363	$\Delta H2$	6468,099
Q reaksi	40854,264	Q pendingin	81708,528
Total	88176,627	Total	88176,627

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pendirian pabrik merupakan hal yang sangat penting dalam merancang suatu pabrik. Pemilihan lokasi pabrik yang baik dapat memberikan dampak yang positif dalam pertumbuhan dan perkembangan pabrik. Pabrik Sikloheksana dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Cilegon, Banten, Jawa Barat. Berikut ini adalah faktor-faktor yang mempengaruhi penentuan lokasi pabrik dengan pertimbangan sebagai berikut:

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer atau utama merupakan faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Berikut ini adalah faktor-faktor primer dalam penentuan lokasi pabrik :

1. Ketersediaan Bahan Baku

Benzena dan hidrogen sebagai bahan baku untuk memproduksi sikloheksana diperoleh dari lokasi yang berdekatan dengan lokasi pabrik. Bahan baku benzena diperoleh dari PT. Pertamina (Persero) *Refinery Unit IV* Cilacap, Jawa Tengah dan bahan baku hidrogen diperoleh dari PT. *Air Liquide* Indonesia, Cilegon, Banten.

2. Pemasaran Produk

Sikloheksana merupakan bahan *intermediate* yang sering digunakan sebagai pelarut non-polar, dapat digunakan juga sebagai bahan baku asam adipat dan kaprolaktam yang sering digunakan untuk memproduksi nilon 66 dan nilon 6. Pabrik penghasil asam adipat dan kaprolaktam ini yang nantinya akan menjadi pangsa pasar dari pabrik sikloheksana.

3. Kebutuhan Listrik dan Bahan Bakar

Tenaga listrik dan bahan bakar merupakan faktor pendukung yang penting untuk keberlangsungan operasional pabrik. Kebutuhan listrik bersumber dari Perusahaan Listrik Negara (PLN). Selain sumber tenaga listrik dari PLN, disediakan tenaga listrik darurat dari generator diesel yang bahan bakarnya diperoleh dari PT Pertamina.

4. Kebutuhan Air

Air merupakan bagian penting dari pabrik. Air yang dibutuhkan untuk pabrik sikloheksana berasal dari PT. Krakatau Tirta Industri yang berlokasi di Tirta Graha Building, Jalan Insinyur Sutami, Kebonsari, Citangkil, Kebonsari, Kec. Citangkil, Kota Cilegon, Banten. Air akan digunakan untuk proses, utilitas, dan keperluan pabrik lainnya.

5. Ketersediaan Tenaga Kerja

Modal utama untuk mendirikan pabrik adalah tenaga kerja. Dengan demikian, diperlukan tenaga kerja yang bekerja secara

produktif dari berbagai tingkatan. Lokasi pabrik yang terletak di kawasan industri sangat strategis sehingga mudah mendapatkan tenaga kerja yang cukup besar.

6. Transportasi

Sarana transportasi di kawasan industri ini cukup memadai. Untuk jalur darat, kawasan industri ini berdekatan dengan jalan tol Tangerang-Merak. Untuk jalur laut, Kawasan industri ini berdekatan dengan pelabuhan Cigading.

7. Kondisi Iklim dan Cuaca

Kondisi iklim dan cuaca di sekitar area pabrik relatif stabil serta tanahnya yang cukup datar. Sehingga dapat mempengaruhi operasional produksi pabrik serta menjadi faktor pendukung bagi karyawan untuk bekerja lebih baik.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak berperan langsung dalam proses industri, tetapi memiliki pengaruh yang signifikan terhadap kelancaran arus produksi dari pabrik itu sendiri. Berikut ini adalah faktor-faktor sekunder dalam penentuan lokasi pabrik:

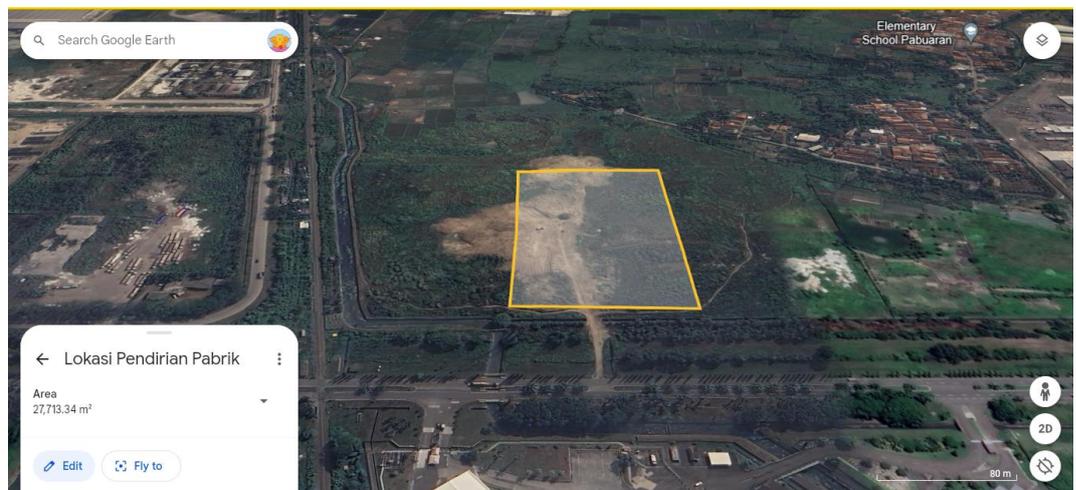
1. Perluasan Area Pabrik

Perluasan area pabrik memungkinkan karena berada di kawasan industri sehingga tidak mengganggu pemukiman penduduk. Lokasi perluasan area pabrik dan penambahan

bangunan di masa yang akan datang nantinya harus sudah disiapkan dengan agar sesuai dengan pertimbangan-pertimbangan yang diperlukan untuk perluasan pabrik.

2. Perizinan atau Wewenang

Lokasi pendirian pabrik yang dipilih berada di Kawasan industri, sehingga mempermudah perijinan pendirian pabrik. Penentuan tata letak pabrik merupakan bagian penting dari proses pendirian pabrik. Dengan adanya pendirian pabrik ini, diharapkan dapat membuat masyarakat dan daerahnya semakin berkembang dan sejahtera.



Gambar 4.1 Lokasi pabrik

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik merupakan perencanaan untuk tempat berdirinya bagian-bagian pabrik, meliputi kantor, dan semua fasilitas lain yang terkait dengan proses pembuatan produk, serta sarana lain seperti tempat parkir, dan utilitas. Tata letak pabrik sangat berperan penting dalam menentukan biaya konstruksi, biaya produksi, efisiensi, dan keselamatan pekerja. Hal-hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah:

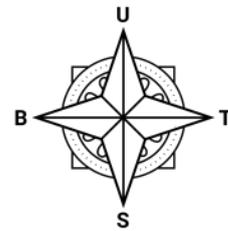
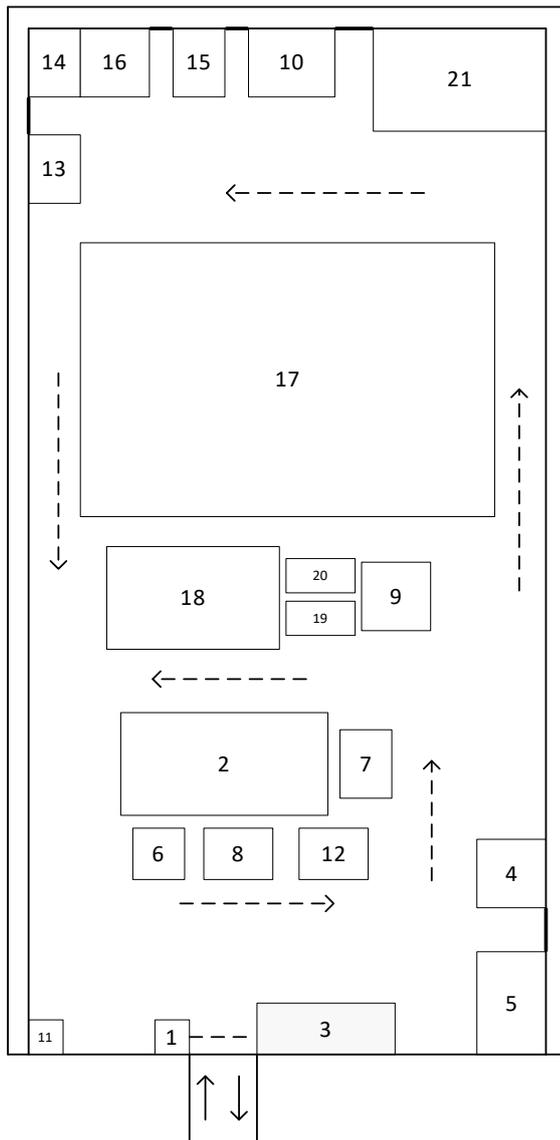
1. Tersedianya area perluasan untuk pengembangan pabrik di masa depan.
2. Pertimbangan keamanan dari bahaya kebakaran, gas beracun, dan ledakan.
3. Bahan baku dan produk dapat diangkut dengan mudah.
4. Keekonomisan distribusi utilitas seperti air, steam, dan listrik.
5. Letak bangunan proses dan perkantoran terpisah.

Perencanaan pabrik Sikloheksana ini diperkirakan dibangun di atas tanah seluas 27.713 m² atau 2,77 hektar. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik yang direncanakan ditunjukkan pada Tabel 4.1 di bawah ini.

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan	10	10	100
2	Kantor Utama	50	30	1.500
3	Parkir Utama	15	40	600
4	Masjid	20	20	400
5	Area Mess	30	20	600
6	Kantin	15	15	225
7	Kantor Teknik dan Produksi	20	15	300
8	Gedung Serbaguna	15	20	300
9	Laboratorium	20	20	400
10	Area Parkir Truk	20	25	500
11	Poliklinik	10	10	100
12	Perpustakaan	15	20	300
13	Unit Pemadam Kebakaran	20	15	300
14	Bengkel	20	15	300
15	Unit Pengolahan Limbah	20	15	300
16	Gudang Peralatan	20	20	400
17	Area Proses	80	120	9.600
18	Area Utilitas	30	50	1.500
19	Ruang Kendali Proses	10	20	200
20	Ruang Kendali Utilitas	10	20	200
21	Daerah perluasan	30	50	1.500
22	Jalan	50	40	2.000
Luas Bangunan				21.625
Luas Tanah				27.713
Total				27.713

TATA LETAK PABRIK SIKLOHEKSANA DENGAN PROSES HIDROGENASI BENZENA
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN
SKALA 1 : 2000



Keterangan :

1. Pos Keamanan
 2. Kantor Utama
 3. Parkir Utama
 4. Masjid
 5. Area Mess
 6. Kantin
 7. Kantor Teknik dan Produksi
 8. Gedung Serbaguna
 9. Laboratorium
 10. Area parkir truk
 11. Poliklinik
 12. Perpustakaan
 13. Unit Pemadam Kebakaran
 14. Bengkel
 15. Unit Pengolahan Limbah
 16. Gudang Peralatan
 17. Area Proses
 18. Area utilitas
 19. Ruang Kendali Proses
 20. Ruang Kendali Utilitas
 21. Daerah Perluasan
 22. Jalan
- Pintu masuk/keluar
— Emergency/Exit

Gambar 4.2 Tata Letak Bangunan

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

Ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan saat merancang tata letak pabrik proses tersebut, yaitu:

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat mendukung kelancaran dan keamanan produksi, serta memberikan keuntungan ekonomi yang besar.

2. Aliran Udara

Aliran udara di area proses harus lancar. Hal ini dilakukan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara di suatu tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah hembusan angin perlu dipertimbangkan.

3. Pencahayaan

Pencahayaan pada seluruh area pabrik harus memadai dan sesuai dengan standar pabrik untuk meminimalisir kemungkinan terjadinya kecelakaan pabrik. Yang paling penting yaitu pencahayaan pada tempat-tempat proses berbahaya dan memiliki resiko tinggi.

4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Ruang gerak pekerja sangat perlu diperhatikan pada perencanaan tata letak alat proses ini. Apabila terjadi gangguan pada alat proses, pekerja memiliki akses yang cepat dan mudah ke semua alat proses dan

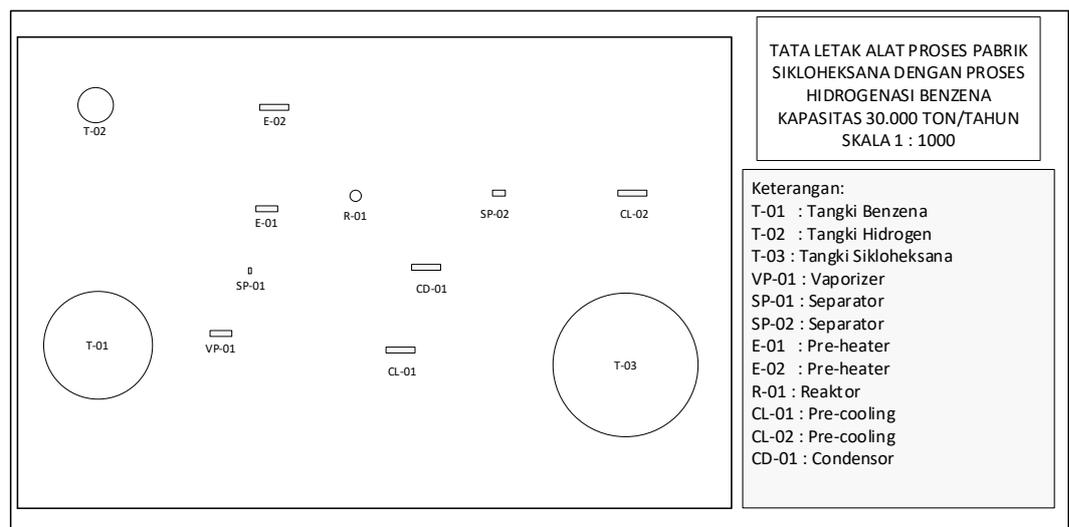
segera memperbaikinya. Selain itu, keselamatan pekerja dalam bertugas harus diprioritaskan.

5. Pertimbangan Ekonomi

Penempatan peralatan proses di pabrik yang optimal dapat meminimalisir pengeluaran biaya dan dapat menguntungkan secara ekonomi, namun tetap menjamin kelancaran dan keamanan produksi di pabrik.

6. Jarak Antar Alat Proses

Alat proses suhu dan tekanan yang tinggi harus dipisahkan dari peralatan proses lainnya agar tidak membahayakan proses lainnya jika terjadi kebakaran atau ledakan.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Sikloheksana dengan Proses Hidrogenasi Benzena dengan kapasitas 30.000 ton.tahun akan didirikan dengan bentuk Perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT). Menurut UU Nomor 40 Tahun 2007, perseroan terbatas adalah badan hukum yang merupakan persekutuan modal, dan didirikan berdasarkan perjanjian serta melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham. Saham adalah instrumen keuangan yang mewakili kepemilikan dari perusahaan yang diterbitkan oleh perusahaan dan dijual kepada investor sebagai cara untuk mengumpulkan modal. Para investor atau pemegang saham memiliki hak untuk memilih dewan direksi dan dapat berpartisipasi dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Alasan dalam pemilihan Perusahaan dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah sebagai berikut:

- A. Pengumpulan modal lebih mudah, yaitu dengan menjual saham Perusahaan dan pinjaman dari bank dengan jaminan perusahaan.
- B. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran proses produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- C. Kelangsungan hidup Perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta karyawan perusahaan.
- D. PT dapat menarik modal yang sangat besar dari Masyarakat, sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.

- E. Pengurus dan pemilik perusahaan merupakan orang yang berbeda, dimana pengurus perusahaan merupakan direksi dan jajarannya yang diawasi Dewan Komisaris, sedangkan pemilik perusahaan merupakan pemegang saham.
- F. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai Dewan Komisaris dan Direktur yang ahli dan berpengalaman.

Ciri-ciri Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT), yaitu:

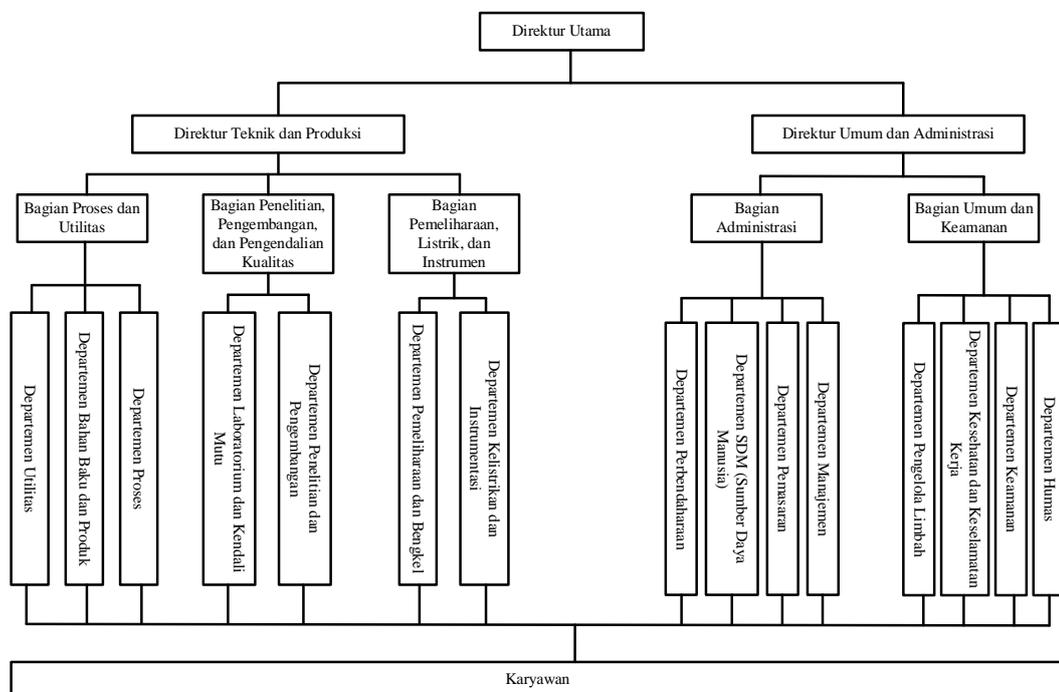
- A. Perusahaan didirikan dengan akta notaris berdasarkan kitab undang-undang hukum dagang.
- B. Pemegang saham merupakan pemilik perusahaan.
- C. Modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
- D. Direktur adalah pemimpin perusahaan yang dipilih oleh pemegang saham.

4.4.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Organisasi suatu perusahaan menjadi penting karena berkaitan dengan efek peningkatan kemampuan perusahaan dalam memproduksi dan mendistribusikan produk-produk manufaktur. Organisasi perusahaan yang baik dan teratur akan menghasilkan kinerja yang baik bagi perusahaan. Struktur organisasi diperlukan untuk menjalankan aktivitas yang ada dalam Perusahaan supaya dapat berjalan secara efektif dan efisien. Struktur organisasi yang baik akan membuat masing-masing jabatan dapat

memahami batasannya masing-masing. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi ini, yaitu :

- 1) Sebagai ahli, yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
- 2) Sebagai staf, yaitu orang-orang yang bertugas dengan keahlian pada dirinya, yang berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.2 Tugas dan Wewenang

4.4.2.1 Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan pemilik Perusahaan dan terdiri dari beberapa orang yang mengumpulkan dana dengan tujuan untuk

mendirikan dan mengoperasikan Perusahaan. Kekuasaan tertinggi Perseroan Terbatas (PT) tergantung pada rapat pemegang saham.

Tujuan rapat umum pemegang saham adalah sebagai berikut:

1. Pengangkatan dan pemberhentian dewan komisaris
2. Pengangkatan dan pemberhentian direktur
3. Menyetujui hasil operasi dan neraca yang digunakan untuk menghitung laba rugi tahunan Perusahaan.

4.4.2.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris bertanggung jawab untuk menerapkan kebijakan khusus pemegang saham. Tugas dewan komisaris adalah sebagai berikut:

1. Menilai dan menyetujui rencana direktur tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengarahan target pemasaran.
2. Mengawasi kinerja menurut direktur.

4.4.2.3 Direktur Utama

Direktur utama bertanggung jawab sepenuhnya pada perkembangan perusahaan dan menjadi pimpinan tertinggi pada perusahaan. Direktur bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang diambil. Direktur utama mempunyai bawahan, yaitu Direktur Produksi dan Teknik serta Direktur Keuangan dan Umum. Berikut ini merupakan direktur-direktur yang dibawah direktur utama:

1. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur Teknik dan Produksi mempunyai tugas untuk memimpin aplikasi aktivitas pabrik, mengatur hubungan bidang produksi dan operasi, pemeliharaan peralatan, pengadaan, teknik, pengembangan, dan laboratorium.

2. Direktur Umum dan Administrasi

Direktur Umum dan Administrasi bertugas untuk bertanggung jawab terhadap kasus-kasus dalam pemasaran, humas, keamanan, administrasi, personalia, keuangan, dan keselamatan kerja.

4.4.2.4 Kepala Bagian

Kepala bagian bertugas untuk mengkoordinir, mengatur dan mengawasi aplikasi pekerjaan pada lingkungan bagiannya yang berhubungan dengan kebijakan pimpinan perusahaan. Kepala bagian juga bertindak menjadi staff direktur. Kepala departemen bertanggung jawab atas orang yang bertanggung jawab terhadap teknologi dan produksi atau direktur. Berikut merupakan perincian kepala bagian dan tugasnya:

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Kepala Bagian Proses dan Utilitas memiliki tugas untuk mengkoordinasikan aktivitas pabrik pada bidang proses, penyediaan bahan baku, dan utilitas.

2. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumen

Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumen bertanggung jawab terhadap fasilitas yang mendukung kegiatan pemeliharaan dan produksi.

3. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Kualitas.

Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Kualitas bertanggung jawab untuk mengkoordinasikan kegiatan seperti penelitian, pengembangan bisnis, dan pengendalian kualitas.

4. Kepala Bagian Administrasi

Kepala Bagian Administrasi bertanggung jawab untuk mengkoordinasikan aktivitas pemasaran, pengadaan barang, pembukuan keuangan serta aktivitas tata usaha, personalia, dan rumah tangga Perusahaan.

5. Kepala Bagian Umum dan Keamanan

Kepala Bagian Umum dan Keamanan bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik, kesehatan, keselamatan seluruh karyawan serta aktivitas kerja sama antar perusahaan terhadap warga dengan menjaga keamanan seluruh anggota Perusahaan.

4.4.2.5 Kepala Departemen

Kepala Departemen bekerja pada masing-masing departemen sesuai dengan ketentuan kepala departemen masing-masing. Setiap kepala

bagian memiliki tanggung jawab utama sesuai dengan bagiannya.

Perincian Kepala Departemen dan kewajibannya adalah sebagai berikut:

1. Kepala Departemen Proses

Kepala Departemen Proses memiliki tanggung jawab terhadap arah dan pemantauan kelancaran proses manufaktur.

2. Kepala Departemen Bahan Baku dan Produk

Kepala Departemen Bahan Baku dan Produk bertanggung jawab atas penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku serta mengontrol produk yang dihasilkan.

3. Kepala Departemen Utilitas

Kepala Departemen Utilitas memiliki wewenang untuk menyediakan air, bahan bakar, uap (steam) dan udara tekan untuk proses dan peralatan.

4. Kepala Departemen Pemeliharaan dan Bengkel

Kepala Departemen Pemeliharaan dan Bengkel bertanggung jawab atas kegiatan pemeliharaan, peralatan, dan fasilitas pendukung.

5. Kepala Departemen Kelistrikan dan Instrumentasi

Kepala Departemen Kelistrikan dan Instrumentasi bertanggung jawab atas kelancaran pengoperasian peralatan listrik dan peralatan.

6. Kepala Departemen Penelitian dan Pengembangan

Kepala Departemen Penelitian dan Pengembangan bertanggung jawab bertugas untuk meminta dan mengevaluasi kegiatan terkait peningkatan produksi dan efisiensi seluruh proses.

7. Kepala Departemen Laboratorium dan Kendali Mutu

Kepala Departemen Laboratorium dan Kendali Mutu bertanggung jawab untuk melaksanakan pengendalian mutu bahan baku, bahan penolong, produk dan limbah.

8. Kepala Departemen Perbendaharaan

Kepala Departemen Perbendaharaan bertanggung jawab atas masalah pembukuan dan keuangan Perusahaan.

9. Kepala Departemen Pemasaran

Kepala Departemen pemasaran bertugas untuk mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

10. Kepala Departemen Manajemen

Kepala Departemen Manajemen bertanggung jawab terhadap operasional pabrik dan mengatasi masalah operasional pabrik.

11. Kepala Departemen SDM (Sumber Daya Manusia)

Kepala Departemen Sumber Daya Manusia bertanggung jawab terkait pengelolaan jadwal kerja, cuti, dan kinerja karyawan.

12. Kepala Departemen Humas

Kepala Departemen Humas bertanggung jawab untuk melakukan kegiatan yang berkaitan dengan hubungan dengan bisnis, masyarakat dan pemerintah.

13. Kepala Departemen Keamanan

Kepala Departemen Keamanan bertanggung jawab untuk mengawasi keamanan Perusahaan.

14. Kepala Departemen Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Kepala Departemen Kesehatan dan Keselamatan Kerja memiliki tanggung jawab untuk mengatur dan memantau Kesehatan karyawan dan keluarganya, serta menangani masalah keselamatan kerja Perusahaan.

15. Kepala Departemen Pengelola Limbah

Kepala Departemen Pengelola Limbah bertanggung jawab untuk memastikan bahwa limbah pabrik memenuhi standar kualitas limbah.

4.4.3 Pembagian Jam Kerja

Pabrik Sikloheksana dengan Proses Hidrogenasi Benzena direncanakan akan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan dalam 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan dan perawatan. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu:

A) Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* adalah karyawan yang tidak terlibat langsung dalam operasional pabrik secara langsung. Yang termasuk golongan ini adalah direktur, kepala departemen, dan seluruh karyawan yang tugasnya berada di kantor. Karyawan *non shift* bekerja selama 5 hari dalam satu minggu dengan jam kerja sebagai berikut:

Senin-Kamis: 08.00-16.00 (istirahat 12.00-13.00)

Jumat: 08.00-16.00 (istirahat 11.30-13.30)

Sabtu-Minggu: Hari libur, termasuk hari libur nasional

B) Karyawan *Shift*

Karyawan *Shift* adalah karyawan yang terlibat langsung dalam proses operasional pabrik. Yang termasuk dalam golongan karyawan *shift* adalah operator bagian produksi, utilitas, listrik dan instrumentasi, serta kepala *shift* dan satpam. Sistem kerja bagi karyawan *shift* dilakukan secara bergiliran menurut pembagian *shift* nya. Hal ini dilakukan karena proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Seluruh karyawan *shift* mendapatkan cuti selama 12 hari setiap tahunnya. Adapun jam kerja *shift* dalam 1 hari diatur dalam jadwal sebagai berikut:

Shift Pagi : jam 08.00-16.00

Shift Sore : jam 16.00-00.00

Shift Malam : jam 00.00-08.00

Untuk karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 grup (A/B/C/D) dimana dalam satu hari kerja, hanya tiga grup yang masuk dan ada satu grup yang libur. Jadwal pembagian kerja masing-masing kelompok ditampilkan dalam bentuk tabel berikut ini:

Tabel 4.2 Jadwal *shift* kerja karyawan

Grup	Hari ke -														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	L	L	P	P	P	P	P	L	S	S	S	S	S	L	L
B	P	P	L	S	S	S	S	S	L	L	M	M	M	M	M
C	S	S	S	L	L	M	M	M	M	M	L	L	P	P	P
D	M	M	M	M	M	L	L	P	P	P	P	P	L	S	S

Grup	Hari ke -														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	P	P	P	P	P	L	L	S	S	S	S	S	L	M	M
B	L	L	S	S	S	S	S	L	M	M	M	M	M	L	L
C	S	S	L	M	M	M	M	M	L	L	P	P	P	P	P
D	M	M	M	L	L	P	P	P	P	P	L	L	S	S	S

Keterangan : P = Pagi, S = Sore, M = Malam, L = Libur

4.4.4 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji Karyawan

4.4.4.1 Penggolongan Jabatan

Pada saat mendirikan pabrik sangat diperlukan adanya penggolongan jabatan, karena akan sangat berkaitan dengan keberlangsungan berjalannya

pabrik. Berikut ini rincian penggolongan jabatan yang ditampilkan pada Tabel

4.3.

Tabel 4.3 Jumlah golongan jabatan

Jabatan	Keahlian
Dewan Komisaris	S-2
Direktur Utama	S-2
Kepala Bagian	S-1
Kepala Departemen	S-1
Dokter	S-2
Perawat	D-3/D-4/S-1
Karyawan	D-3/S-1
Operator	S-1
<i>Cleaning Service</i>	SLTA
Satpam	SLTA
Sopir	SLTA

4.4.4.2 Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus disesuaikan dengan tepat sehingga seluruh pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Penentuan jumlah karyawan dapat digambarkan sebagai berikut:

Tabel 4.4 Penentuan Jumlah Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah Karyawan
A.	Direktur Utama	
1.	Direktur Utama	1
B.	Kepala Bagian	
1.	Ka. Bagian Proses dan Utilitas	1
2.	Ka. Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumen	1
3.	Ka. Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Kualitas.	1
4.	Ka. Bagian Administrasi	1
5.	Ka. Bagian Umum dan Keamanan	1
C.	Kepala Departemen	
1.	Ka. Dep. Proses	1
2.	Ka. Dep. Bahan Baku dan Produk	1
3.	Ka. Dep. Utilitas	1
4.	Ka. Dep. Pemeliharaan dan Bengkel	1

No.	Jabatan	Jumlah Karyawan
5.	Ka. Dep. Kelistrikan dan Instrumentasi	1
6.	Ka. Dep. Penelitian dan Pengembangan	1
7.	Ka. Dep. Laboratorium dan Kendali Mutu	1
8.	Ka. Dep. Perbendaharaan	1
9.	Ka. Dep. Pemasaran	1
10.	Ka. Dep. Manajemen	1
11.	Ka. Dep. SDM (Sumber Daya Manusia)	1
12.	Ka. Dep. Humas	1
13.	Ka. Dep. Keamanan	1
14.	Ka. Dep. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1
15.	Ka. Dep. Pengelola Limbah	1
D.	Karyawan	
1.	Karyawan Dep. Proses	3
2.	Karyawan Dep. Bahan Baku dan Produk	3
3.	Karyawan Dep. Utilitas	3
4.	Karyawan Dep. Pemeliharaan dan Bengkel	3
5.	Karyawan Dep. Kelistrikan dan Instrumentasi	3
6.	Karyawan Dep. Penelitian dan Pengembangan	3
7.	Karyawan Dep. Laboratorium dan Kendali Mutu	3
8.	Karyawan Dep. Perbendaharaan	3
9.	Karyawan Dep. Pemasaran	3
10.	Karyawan Dep. Manajemen	3
11.	Karyawan Dep. SDM (Sumber Daya Manusia)	3
12.	Karyawan Dep. Humas	3
13.	Karyawan Dep. Keamanan	3
14.	Karyawan Dep. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	3
15.	Karyawan Dep. Pengelola Limbah	3
E.	Kesehatan, Driver	
1.	Dokter	2
2.	Perawat	4
3.	Driver	3
F.	Karyawan Shift	
1.	Operator Produksi dan Utilitas	48
2.	<i>Quality Control</i> dan <i>Control Room</i>	16
3.	Supervisor Produksi dan Utilitas	8
4.	<i>Cleaning Service</i>	8
5.	Satpam	8
Total		163

4.4.4.3 Sistem Gaji Karyawan

1. Gaji Harian

Gaji harian merupakan gaji yang diberikan untuk karyawan tidak tetap.

2. Gaji Bulanan

Gaji bulanan merupakan gaji yang diberikan untuk pegawai tetap dan jumlahnya sesuai dengan peraturan Perusahaan.

3. Gaji Lembur

Gaji lembur merupakan gaji yang diberikan untuk karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditentukan.

Berikut ini adalah perincian gaji sesuai dengan jabatannya yaitu sebagai berikut:

Tabel 4.5 Rincian gaji karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (per orang)	Total Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	1	Rp40.000.000	Rp40.000.000
2	Kepala Bagian	5	Rp15.000.000	Rp75.000.000
3	Kepala Departemen	15	Rp10.000.000	Rp150.000.000
4	Karyawan	45	Rp5.000.000	Rp225.000.000
5	Supervisor Produksi & Utilitas	8	Rp7.000.000	Rp56.000.000
6	Quality Control & Control Room	16	Rp6.000.000	Rp96.000.000
7	Operator Proses & utilitas	48	Rp6.000.000	Rp288.000.000
8	Satpam	8	Rp4.700.000	Rp37.600.000
9	Cleaning Service	8	Rp4.700.000	Rp37.600.000
10	Dokter	2	Rp8.000.000	Rp16.000.000
11	Perawat	4	Rp5.000.000	Rp20.000.000
12	Driver	3	Rp4.700.000	Rp14.100.000
Total		163		Rp1.055.300.000

Catatan

1. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti selama 12 hari setiap tahun. Apabila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan, maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu dan tidak bisa diakumulasikan.

2. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non shift*), hari libur nasional tidak masuk jam kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan di hari itu dihitung sebagai kerja lembur.

3. Kerja Lembur

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

4. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya. Apabila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari setelahnya.

4.4.5 Kesejahteraan Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh Perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

A. Tunjangan

- 1) Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang.

- 2) Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja.
- 3) Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.

B. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

C. Cuti

- 1) Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan surat keterangan dokter.
- 2) Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu (1) tahun.

D. Pengobatan

- 1) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- 2) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

E. Badan Penyelenggara Jaminan Sosial Ketenagakerjaan (BPJS Ketenagakerjaan)

BPJS Ketenagakerjaan diberikan oleh Perusahaan jika jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp1.000.000,00 per bulan. Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain:

- 1) Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
- 2) Sarana ibadah seperti masjid.
- 3) Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
- 4) Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.
- 5) Pakaian seragam kerja dan peralatan-peralatan keamanan seperti *safety helmet*, kacamata dan *safety shoes*. Tersedia juga alat-alat keamanan lain seperti masker, *ear plug*, dan sarung tangan tahan api.

BAB V

UTILITAS

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Unit utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan air, dowtherm, *steam*, udara tekan, listrik dan bahan bakar dimana keberadaanya sangat penting dan harus ada. Unit utilitas terdiri dari unit pengolahan air, unit penyedia dowtherm, unit pembuatan *steam*, unit penyedia udara tekan, unit penyedia listrik dan bahan bakar.

A. Kebutuhan Air

Air diperoleh dari PT. Krakatau Tirta Industri yang berlokasi di Tirta Graha Building, Jalan Insinyur Sutami, Kebonsari, Citangkil, Kebonsari, Kec. Citangkil, Kota Cilegon, Banten.

a. Air Pendingin

Air pendingin adalah air yang digunakan untuk pertukaran atau perpindahan panas pada peralatan proses pendinginan dan penukar panas untuk keperluan perpindahan panas zat dalam aliran ke air. Saat menyediakan air untuk tujuan pendinginan, hal-hal berikut harus dipertimbangkan:

- Jernih (bebas dari partikel kasar seperti batu, kerikil, maupun pasir).
- Efek korosi pada air sekecil mungkin.

- Tidak menyebabkan *fouling* akibat *turbidity*, mikroba dan zat organik.
- Tidak mengandung bahan-bahan organik yang dapat mengganggu proses pertukaran panas dalam sistem pendingin maupun mengubah komposisi air karena akibat perubahan suhu air.
- Mampu membawa panas sebagai panas *sensible* dan stabil dalam proses pendingin

b. Air Layanan Umum

Air Umum adalah air yang dibutuhkan oleh sarana untuk memenuhi kebutuhan pekerja seperti mandi, cuci, kakus (MCK) dan kebutuhan kantor lainnya, serta kebutuhan rumah tangga. Air sanitasi diperlukan untuk membersihkan atau membersihkan peralatan seperti pabrik, utilitas, dan laboratorium. Beberapa kebutuhan atau syarat air saniter (sanitasi) adalah:

- Jernih dan tidak berwarna.
- Netral, pH sekitar 7.
- Bersih dan bebas dari bakteri.
- Tidak mengandung logam berat dan zat organik.
- Tidak berbau, tidak berwarna dan tidak berasa.

Kebutuhan air dalam pabrik secara keseluruhan sebagai Berikut:

1. Air sebagai pendingin

Kebutuhan air sebagai pendingin untuk alat *heat exchanger* dan *condenser* sebagai berikut:

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Kode alat	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
Condenser-01	CD-01	10768,598
Cooler-02	CL-02	2666,607
Total Kebutuhan		13435,206 kg/jam

Over Design 20% = 16122, kg/jam

2. Kebutuhan Steam

Kebutuhan *steam* digunakan untuk alat proses *heat exchanger*. Adapun kebutuhan *steam* untuk pabrik sebagai berikut:

Tabel 5.2 Kebutuhan Steam Alat Proses

Alat	Kode	Kebutuhan Steam (Kg/jam)
Heater-01	HE-01	184,28
Heater-02	HE-02	230,76
Vaporizer-01	VP-01	2996,29
Total Kebutuhan		3411,32 kg/jam

Over Design 20% = 4093,5872 kg/jam

3. Air Domestik dan Layanan Umum

a. Air domestik

Berdasarkan standar WHO, kebutuhan air per orang berkisar antar 100-120 liter/hari. Untuk suatu pabrik atau kantor, kebutuhan air untuk satu orang sebesar 100 liter/hari. Jumlah karyawan pada pabrik ini berjumlah 163 orang

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Domestik

No	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
1	Karyawan	663,8886
2	Rumah	511,5065
Total		1175,3951 kg/jam

- b. Air kebutuhan layanan umum perkiraan kebutuhan *service water* seperti laboratorium, kantin, poliklinik, masjid, air hidran, dan bengkel adalah sebagai berikut:

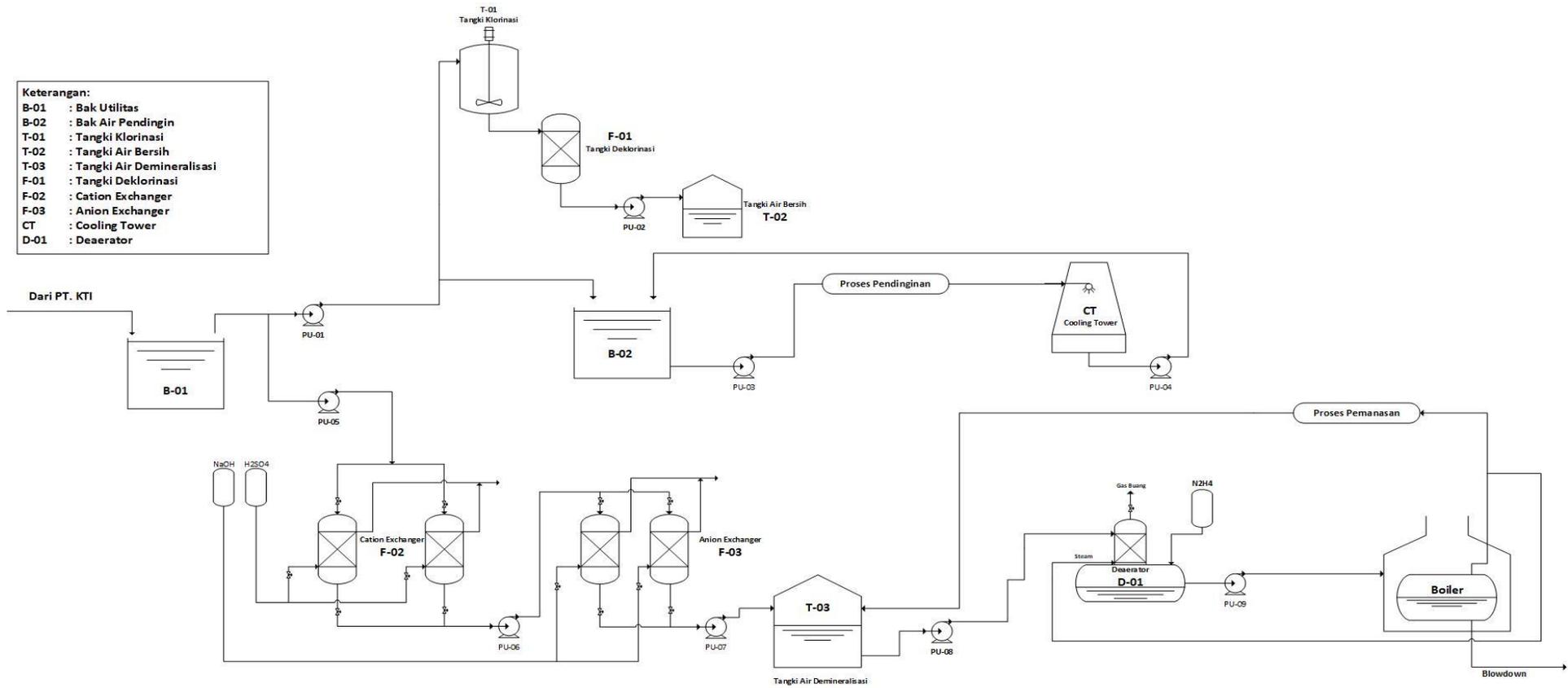
Tabel 5.4 Kebutuhan Service Water

No	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
1	Laboratorium	50
2	Kantin	50
3	Poliklinik	12,5
4	Masjid	100
5	Air hidran	208,33
6	Bengkel atau maintenance	44,58
Total		490,416

Sehingga total kebutuhan air dalam pabrik sebagai Berikut:

Tabel 5.5 Total Kebutuhan Air dalam Pabrik

No	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Domestik Water</i>	1175,3951
2	<i>Service Water</i>	490,416
3	<i>Cooling Water</i>	16122,2470
4	<i>Steam Water</i>	4093,5872
Total		21881,645



Gambar 5.1 Diagram Alir Pengolahan Air Utilitas

Sebelum digunakan, air dari PT. Krakatau Tirta industri harus di proses dahulu agar dapat memenuhi syarat untuk digunakan menjadi air domestik, air umpan, *steam* dan air untuk kegiatan dalam pabrik. Adapun tahapan pengolahan air sungai antara lain:

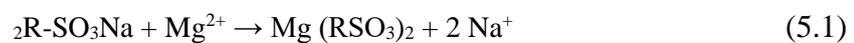
A. Bak Penampung Air Bersih

Tangki air bersih fungsinya untuk menampung air bersih yang telah diproses oleh Krakatau Tirta Industri. Air tersebut sudah bersih dari *impurities* dan memiliki *turbidity* rendah karena telah diproses oleh PT. KTI.

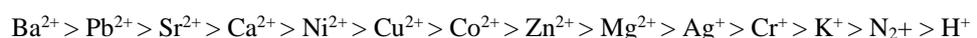
B. Kation Exchanger

Air dari bak penampungan sementara (BU-01) diumpankan ke penukar ion (Ionic Exchanger) untuk menghilangkan kation dan anion dari air. Jenis kation yang mungkin ada adalah Ca^{2+} , Mg^{2+} , K^+ , Fe^{2+} , Mn^{2+} , dan Al^{3+} . Kation-kation tersebut dapat menyebabkan kesadahan, sehingga kation-kation tersebut harus diserap menggunakan resin.

Reaksi:



Ion Mg^{2+} dapat menggantikan ion Na^+ yang ada dalam resin karena selektivitas Mg^{2+} lebih besar dari selektivitas Na^+ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut:



Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl. Reaksi regenerasinya:



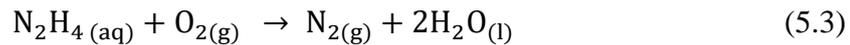
C. Anion Exchanger

Setelah air masuk ke penukar kation, air akan dialirkan ke anion exchanger untuk mengikat ion-ion negatif (HCO_3^- , SO_4^{2-} , Cl^- , NO_3^- , dan CO_3^{3-}) yang ada pada air umpan. Dan resin yang digunakan adalah jenis *Weakly Basic Anion Exchanger* (WBAE). Anion-anion yang ada dalam air umpan ditukar dengan ion OH dari asam yang terkandung dalam feed exchanger agar dapat diakses dan berhubungan dengan OH⁻ yang dilepaskan dari resin, sehingga terjadi netralisasi. Sehingga pH air yang keluar dari anion exchanger kembali normal, dan terjadi peningkatan konsentrasi OH sehingga pH cenderung basa. Batas pH yang diperbolehkan adalah 8,8-9,1. Pencucian resin yang sudah jenuh digunakan larutan NaOH 4%. Air keluaran penukar kation dan anion disimpan dalam tangki air demineralisasi sebagai tempat penyimpanan sementara sebelum diolah lebih lanjut di unit deaerator.

D. Deaerator

Air yang telah diolah di unit demineralisasi masih mengandung sedikit gas terlarut, terutama O₂. Gas-gas ini dikeluarkan dari unit deaerator karena menyebabkan korosi. Di deaerator, kadarnya dikurangi menjadi kurang dari lima ppm. Proses penurunan gas pada unit deaerator dilakukan secara mekanis dan kimia. Fungsi mekanis dilakukan dengan mengontakkan air

umpan boiler dengan steam bertekanan rendah. mengakibatkan sebagian besar gas terlarut dalam air umpan terlepas dan dilepaskan ke atmosfer. Lebih-lebih lagi. proses kimia dilakukan dengan penambahan bahan kimia hidrazin (N₂H₄). Reaksi yang terjadi adalah:



5.2 Unit Pembangkit Steam

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi yaitu dengan cara menyediakan steam dan boiler. Sebelum masuk boiler air harus dihilangkan kesadahnya. Karena air yang sadah akan menimbulkan kerak di dalam boiler. Air yang akan digunakan sebelum masuk ke boiler diolah terlebih dahulu di deaerator untuk menghilangkan gas-gas terlarut seperti oksigen. Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran atau burner bertugas untuk memanaskan tungku pembakaran dan lorong api. Gas sisa pembakarannya akan masuk ke economizer sebelum kemudian dibuang melalui cerobong asap, sehingga air yang berada di dalam boiler akan menyerap panas dari dinding dan pipanya sehingga air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk nantinya akan dialirkan ke steam header untuk disalurkan ke area proses. Unit pembangkit steam ini dapat mencukupi kebutuhan sebesar 4093.5872 kg/jam.

Tabel 5. 6 Kebutuhan Steam Alat Proses

Alat	Kode	Kebutuhan Steam (Kg/jam)
Heater-01	HE-01	184,28
Heater-02	HE-02	230,76
Vaporizer-01	VP-01	2996,29
Total Kebutuhan		3411,32 kg/jam

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik ini direncanakan akan dipenuhi oleh PLN. Selain itu jika terjadi gangguan pada PLN digunakan generator untuk menggerakkan power yang dinilai penting seperti boiler, kompresor dan pompa. Prinsip kerja dari generator ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi selanjutnya akan menghasilkan panas. Panas nantinya digunakan untuk menghidupkan generator dan menghasilkan tenaga listrik kemudian di distribusikan ke panel dan selanjutnya dialirkan ke unit pemakai. Kebutuhan listrik dari pabrik dapat dibagi menjadi :

- a. Kebutuhan listrik untuk plant:

Tabel 5.7 Jumlah Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-01	P-01	10	7457
Pompa-02	P-02	0,21766326	162,31
Pompa-03	P-03	0,25	186,43
Blower-01	BL-01	0,25	186,43
Blower-02	BL-02	0,16	116,01
Compressor-01	C-01	15,615	11644,31
Compressor-02	C-02	40	29828,00
Compressor-03	C-03	13,42	10006,38
Total		26,49	59586,15

Total kebutuhan listrik untuk proses plant adalah 59586 kWh

b. Kebutuhan listrik untuk utilitas

Tabel 5.8 Jumlah Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Blower Cooling Tower	BL-01	2,00	1.491,40
Kompresor Udara	CP-01	5,00	3.728,50
Tangki Klorin	T-01	0,25	186,43
Pompa Utilitas-01	PU-01	0,25	186,43
Pompa Utilitas-02	PU-02	2,00	1.491,40
Pompa Utilitas-03	PU-03	1,50	1.118,55
Pompa Utilitas-04	PU-04	1,50	1.118,55
Pompa Utilitas-05	PU-05	0,50	372,85
Pompa Utilitas-06	PU-06	0,50	372,85
Pompa Utilitas-07	PU-07	0,50	374,86
Pompa Utilitas-08	PU-08	0,50	372,85
Pompa Utilitas-09	PU-09	0,50	372,85
Total		15,00	11.187,51

Total kebutuhan listrik untuk proses plant adalah 11,187 kWh

c. Total Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

Kebutuhan listrik untuk penerangan pabrik di perkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, power yang digunakan sebesar 10.62 kW.

d. Kebutuhan Listrik Peralatan Kantor

Kebutuhan listrik untuk peralatan kantor di perkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, power yang digunakan sebesar 10.62 kW.

e. Kebutuhan Listrik Laboratorium, Bengkel, dll

Kebutuhan listrik untuk laboratorium, bengkel, dll di perkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, power yang digunakan sebesar 10.62 kW.

f. Kebutuhan Listrik untuk Alat Control

Kebutuhan listrik untuk alat control pabrik di perkirakan sebesar 25% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, power yang digunakan sebesar 17.69 kW.

g. Total Kebutuhan Listrik Pabrik

Tabel 5.9 Total Kebutuhan Listrik Pabrik

Keperluan	Kebutuhan (kWh)
Kebutuhan Plant	
a. Proses	59,59
b. Utilitas	11,19
a. Penerangan	10,62
b. Peralatan kantor	10,62
Laboratorium dan bengkel	10,62
Instrumentasi	17,69
Perumahan	15
Total	135,3152

Kebutuhan listrik tersebut di suplai dari PLN, namun sebagai cadangan terdapat sebuah generator mandiri sebagai Tindakan preventif jika terjadinya pemadaman listrik oleh PLN. Adapun generator ini memiliki efisiensi sebesar 80% dengan kapasitas sebesar 202,9728 kWh menggunakan bahan bakar diesel oil 23,8544 liter/jam.

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan ini digunakan untuk menggerakkan *instrument* pengendali yang bekerja secara pneumatik. Udara tekan yang digunakan berada pada tekanan 5,5 bar dan suhu 30°C Jumlah alat kontrol yang digunakan sebanyak 24 buah sehingga total keseluruhan kebutuhan udara tekan adalah 42,48 m³ /jam. Selanjutnya digunakan faktor kemananan 10% sehingga kebutuhan udara tekan sebesar 46,7280 m³/jam. Kebutuhan udara tekan diperoleh dari kompresor yang dilengkapi dengan dryer yang berisi silica gel.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Pada unit penyedia bahan bakar bertujuan menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada boiler. Bahan bakar yang digunakan adalah solar sebesar berapa 372,1432 kg/jam

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Unit ini bertujuan untuk mengolah limbah yang dihasilkan dalam pabrik, sehingga tidak mencemari lingkungan sekitar. Limbah yang dihasilkan dari proses pabrik ini diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi baku mutu lingkungan. Limbah yang dihasilkan sebagai berikut:

- a. Limbah cair berasal dari pembuangan air sanitasi seperti bekas pencucian, air masak, dan lain-lain. Penanganan limbah ini tidak membutuhkan penanganan khusus karena tidak mengandung bahan kimia yang berbahaya.

- b. Air limbah dari laboratorium diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat – zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah pengendapan, penyaringan, penambahan bahan kimia, pengontrolan Ph dan *biological treatment*.

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1 Evaluasi Ekonomi

Dalam perencanaan awal pembangunan pabrik, diperlukan analisis ekonomi untuk menilai apakah investasi modal dalam kegiatan produksi pabrik tersebut memadai. Analisis ini melibatkan penilaian terhadap besarnya investasi yang diperlukan, potensi laba yang dapat dihasilkan, estimasi waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi, dan titik impas di mana total biaya produksi sama dengan pendapatan yang diperoleh. Selain itu, tujuan dari analisis ekonomi ini adalah untuk menilai apakah pabrik yang direncanakan memiliki potensi keuntungan yang cukup sehingga layak untuk dibangun. Beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan dalam evaluasi ekonomi meliputi:

- A. Return On Investment (ROI)
- B. Pay Out Time (POT)
- C. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)
- D. Break Even Point (BEP)
- E. Shut Down Point (SDP)

Sebelum melakukan analisis terhadap lima faktor tersebut, langkah-langkah berikut perlu dilakukan dalam memperkirakan parameter-parameter penting:

- A. Penentuan Modal Industri (Total Capital Investment)

Ini melibatkan perhitungan total modal yang diperlukan untuk industri, terdiri dari:

1. Modal tetap (Fixed Capital Investment)
2. Modal Kerja (Working Capital Investment)

B. Penentuan Biaya Produksi (Total Production Cost)

Perhitungan biaya produksi keseluruhan yang terdiri dari:

1. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost)
2. Biaya pengeluaran umum (General Cost)

C. Pendapatan Modal

Untuk menentukan titik impas, perkiraan perlu dibuat mengenai:

1. Biaya tetap (Fixed Cost)
2. Biaya variabel (Variable Cost)
3. Biaya pengembangan (Regulated Cost)

Analisis ekonomi yang lebih mendalam kemudian dapat dilakukan setelah parameter-parameter di atas telah dihitung. Beberapa faktor yang perlu dievaluasi termasuk ROI, POT, DCFR, BEP, dan SDP untuk menentukan apakah pabrik yang diusulkan layak dari segi ekonomi dan potensi keuntungannya.

6.2 Penaksiran Harga Alat

Dalam memperkirakan harga alat pada tahun tertentu ketika harga alat cenderung berubah seiring berjalannya waktu, metode yang dapat digunakan adalah metode indeks harga. Metode ini melibatkan penggunaan data indeks

harga dari tahun-tahun sebelumnya untuk memproyeksikan harga pada tahun yang dituju.

Pada kasus ini, indeks harga tahun 2027 diperkirakan dengan menggunakan garis linier berdasarkan data indeks harga dari tahun 2000 hingga 2020. Namun, data indeks harga tahun 2000 hingga 2020 yang seharusnya digunakan untuk perhitungan tidak disertakan dalam pertanyaan. Anda perlu memiliki data indeks harga selama periode ini untuk menghitung indeks harga tahun 2027 dengan metode garis linier.

Tabel 6.1 Indeks Harga

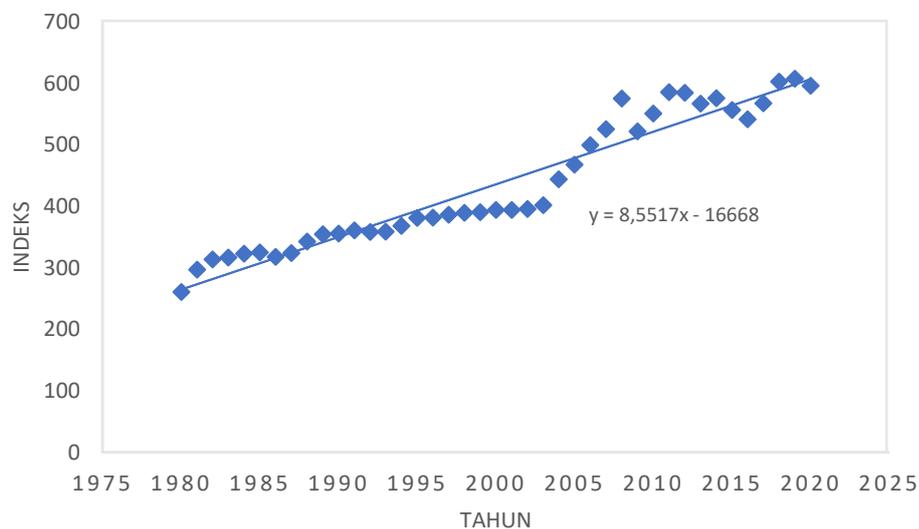
Indeks Harga	
Tahun	Indeks
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2

(sumber: <https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>)

Persamaan yang didapatkan yaitu

$$y = 8,5517x - 16668 \quad (6.1)$$

Dengan mengikuti persamaan tersebut, dapat diketahui nilai indeks harga pada tahun perancangan, yang ternyata sebesar 666,296. Tahun 2014 digunakan sebagai tahun referensi dengan indeks harga sebesar 576,1. Informasi lebih lanjut dapat ditemukan dalam grafik data yang terlampir.



Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga Alat

Harga peralatan pada tahun 2027 dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut.

$$ex = \left(\frac{Nx}{Ny}\right) Ey \quad (6.2)$$

Keterangan :

Ex = harga alat pada tahun X

Ey = harga alat pada tahun Y

Nx = harga alat pada tahun X

Ny = harga alat pada tahun Y

6.3 Dasar Perhitungan

1. Kapasitas Produksi = 30.000 Ton/Tahun
= 30.000.000 Kg/Tahun
2. Satu tahun operasi = 330 hari
3. Umur pabrik = 10 tahun
4. Tahun pendirian pabrik = 2027
5. Indeks harga tahun 2027 = 666,296
6. Upah buruh asing = \$ 20/man hour
7. Upah buruh Indonesia = Rp 20.000/man hour
8. Kurs dollar = \$ 1 = Rp. 15.913,30 (per 23 Oktober 2023)

6.4 Perhitungan Biaya

6.4.1 *Total Capital Investment*

Total Capital Investment merupakan total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas penunjang dan operasi pabrik. *Total Capital Investment* terdiri dari

A. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas - fasilitas pabrik, yaitu:

1. *Purchased Equipment Cost*
2. *Equipment Installation*
3. *Piping*
4. *Instrumentation*

5. *Insulation*
6. *Electrical*
7. *Building*
8. *Land and Yard Improvement*
9. *Utility*
10. *Engineering Cost*
11. *Construction Cost*
12. *Construction Fee*
13. *Contingency*

Physical Plant Cost (PPC) = 1 + 2 + ... + 8 + 9

Direct Plant Cost (DPC) = PPC + 10 + 11

Fixed Capital Investment (FCI) = DPC + 12 + 13

Tabel 6.2 Physical Plant Cost (PPC)

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Purchased Equipment Cost</i>	3.474.678,04	55.295.678.930,29
<i>Delivered Equipment Cost</i>	868.669,51	13.823.919.732,57
<i>Instalation Cost</i>	570.561,57	9.079.859.796,19
<i>Piping Cost</i>	1.920.368,45	30.560.551.401,25
<i>Instrumentation Cost</i>	845.656,82	13.457.698.048,33
<i>Insulation Cost</i>	133.669,56	2.127.203.979,45
<i>Electrical Cost</i>	521.201,71	8.294.351.839,54
<i>Building Cost</i>	4.756.062,31	75.687.500.000,00
<i>Land & Yard Improvement</i>	5.224.300,77	83.139.000.000,00
Total	18.315.168,73	291.465.763.727,63

Tabel 6.3 Direct Plant Cost (DPC)

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Physical Plant Cost	18.315.168,73	291.465.763.727,63
Engineering & Construction	3.663.033,75	58.293.152.746
Total	21.978.202,48	349.758.916.473

Tabel 6.4 Fixed Capital Investment (FCI)

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Plant Cost</i>	21.978.202,48	349.758.916.473,16
<i>Contractor's Fee</i>	2.197.820,25	34.975.891.647,32
<i>Contingency</i>	3.296.730,37	52.463.837.470,97
Total	27.472.753,10	437.198.645.591,45

B. Working Capital Investment

Working capital Investment merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu, terdiri dari:

1. *Raw Material Inventory*
2. *In Process Inventory*
3. *Product Inventory*
4. *Extend Credit*
5. *Available Cash*

Tabel 6. 5 Working Capital Investment

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw Material Inventory</i>	8.526.413.773	535.784
<i>In Process Inventory</i>	1.778.831.770	111.778
<i>Product Inventory</i>	24.903.644.781	1.564.899
<i>Extended Credit</i>	30.446.984.484	1.913.232
<i>Available Cash</i>	106.729.906.204	6.706.710
Total	172.385.781.012	10.832.403

6.4.2 Total Production Cost

A. Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang terikat dalam pembuatan produk.

1. *Direct Manufacturing Cost*

Direct Manufacturing Cost merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu, terdiri dari:

- a. *Raw material*
- b. Tenaga kerja
- c. Supervisor
- d. *Maintenance cost*
- e. *Plant supplies*
- f. *Royalties and patent*
- g. *Utilities*

Tabel 6. 6 Direct Manufacturing Cost (*DMC*)

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw Material</i>	401.959.506.442	25.258.391
<i>Labor Cost</i>	12.663.600.000	795.757
<i>Supervisory Cost</i>	1.266.360.000	79.576
<i>Maintenance Cost</i>	8.743.972.912	549.455
<i>Plant Supplies Cost</i>	1.311.595.937	82.418
<i>Royalty and Patents Cost</i>	14.353.578.400	901.952
<i>Utilities Cost</i>	608.744.897.996	38.252.402
Total	1.049.043.511.686	65.919.951

2. *Indirect Manufacturing Cost*

Indirect Manufacturing Cost merupakan total biaya pengeluaran secara akibat tidak langsung karena operasional atau berjalannya pabrik, terdiri dari:

- a. *Payroll overhead*
- b. *Laboratory*
- c. *Plant overhead*

d. *Packaging*

e. *Shipping*

Tabel 6. 7 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Payroll Overhead</i>	119.363,58	1.899.540.000,00
<i>Laboratory</i>	79.575,72	1.266.360.000,00
<i>Plant Overhead</i>	397.878,58	6.331.800.000,00
<i>Packaging & Shipping</i>	4.509.761,40	71.767.891.998,13
Total	5.106.579,28	81.265.591.998,13

3. *Fixed Manufacturing Cost*

Fixed Manufacturing Cost merupakan biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi, terdiri dari:

Tabel 6.8 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	2.197.820,25	34.975.891.647,32
<i>Property Taxes</i>	274.727,53	4.371.986.455,91
<i>Insurance</i>	274.727,53	4.371.986.455,91
Total	2.747.275,31	43.719.864.559,14

Tabel 6. 9 Manufacturing Cost (MC)

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	65.919.951,22	1.049.043.511.685,96
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	5.106.579,28	81.265.591.998,13
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	2.747.275,31	43.719.864.559,14
Total	73.773.805,81	1.174.028.968.243,24

6.4.3 General Expense

General Expense merupakan pengeluaran secara umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi dari Perusahaan yang tidak termasuk dalam *manufacturing cost*, terdiri dari:

A. *Administration*

B. *Sales expense*

C. *Research*

D. *Finance*

Tabel 6. 10 General Expense

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Administration</i>	2.213.214,17	35.220.869.047,30
<i>Sales Expense</i>	3.688.690,29	58.701.448.412,16
<i>Research</i>	2.950.952,23	46.961.158.729,73
<i>Finance</i>	766.103,13	12.191.688.532,07
Total	9.618.959,82	153.075.164.721,26

Table 6. 11 Total Production Cost

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Manucfacturing Cost (MC)</i>	73.773.805,81	1.174.028.968.243,24
<i>General Expense (GE)</i>	9.618.959,82	153.075.164.721,26
Total	83.392.765,63	1.327.104.132.964,49

6.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan memiliki tujuan untuk mengetahui layak atau tidaknya pabrik yang akan didirikan. Evaluasi kelayakan tersebut meliputi:

6.5.1 Return of Investment (ROI)

ROI adalah persentase yang digunakan untuk menilai seberapa menguntungkan sebuah investasi dengan membandingkan keuntungan tahunan dengan modal investasi. Dalam industri kimia, dengan risiko rendah, ROI minimum sebelum pajak adalah 11%, sedangkan dalam industri dengan risiko tinggi, ROI minimum sebelum pajak adalah 44%. ROI membantu menentukan apakah investasi tersebut layak atau tidak, terutama dengan mempertimbangkan tingkat risiko yang berbeda.

$$ROI = \frac{\text{keuntungan}}{FCI} \times 100 \% \quad (6.3)$$

- a. Hasil penjualan : Rp. 1.435.357.839.963
- b. Biaya produksi : Rp. 1.327.104.132.964
- c. Pajak : 22 %
- d. Fixed Capital Investment : Rp. 437.198.645.591
- e. Keuntungan sebelum pajak

$$\text{Hasil Penjualan} - \text{biaya produksi} = \text{Rp. } 108.253.706.998$$

- f. ROI sebelum pajak

$$ROI = \frac{\text{keuntungan}}{FCI} \times 100 \% = 24,76 \%$$

- g. Keuntungan sesudah pajak

$$(\text{Hasil Penjualan} - \text{biaya produksi}) = \text{Rp. } 84.437.891.459$$

- h. ROI sesudah pajak

$$ROI = \frac{\text{keuntungan}}{FCI} \times 100 \% = 19,31 \%$$

6.5.2 Pay Out Time (POT)

POT (*Pay Out Time*) adalah periode waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan modal investasi dari keuntungan sebelum memperhitungkan depresiasi. Ini adalah waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi berdasarkan keuntungan tahunan dan penyusutan. POT membantu menentukan dalam berapa tahun investasi akan kembali. Dalam industri kimia dengan risiko rendah, POT maksimal adalah 5 tahun, sedangkan dalam industri dengan risiko tinggi, POT maksimal adalah 2 tahun. POT adalah indikator penting untuk mengevaluasi seberapa cepat modal investasi akan kembali, terutama dengan mempertimbangkan tingkat risiko industri yang berbeda.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \quad (6.4)$$

- a. FCI :Rp. 437.198.645.591,45
- b. Keuntungan sebelum pajak : Rp. 108.253.706.998
- c. Keuntungan sesudah pajak : Rp. 84.437.891.459
- d. Depresiasi : Rp. 34.975.891.647
- e. POT sebelum pajak

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} = 3,1 \text{ tahun}$$

- f. POT sesudah pajak

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} = 3,7 \text{ tahun}$$

6.5.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah titik di mana total penjualan hanya cukup untuk menutup biaya operasional, sehingga pabrik tidak mengalami keuntungan atau kerugian. Biasanya, BEP memiliki nilai yang berkisar antara 40% hingga 60%. Pada titik ini, kapasitas produksi pabrik sama dengan total biaya operasional. Pabrik akan mengalami kerugian jika beroperasi di bawah nilai BEP, sementara akan mendapatkan keuntungan jika beroperasi di atas nilai BEP. BEP adalah parameter penting dalam analisis ekonomi yang membantu dalam menentukan pada titik mana pabrik mulai menjadi menguntungkan dalam hubungannya dengan volume penjualan.

$$BEP = \frac{(Fa+0,3 Ra)}{(Sa-Va-0,7 Ra)} \times 100 \% \quad (6.5)$$

Keterangan:

Fa : *Fixed Cost*

Ra : *Regulated Cost*

Va : *Variable Cost*

Sa : *Sales Price*

1. *Fixed Cost* (Fa)

Fixed Cost (Fa) merupakan sejumlah biaya yang harus dikeluarkan pada setiap tahunnya baik saat keadaan pabrik produksi ataupun tidak berproduksi.

Tabel 6. 12 *Fixed Cost (Fa)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	2.197.820	34.975.891.647
<i>Property Taxes</i>	274.728	4.371.986.456
<i>Insurance</i>	274.728	4.371.986.456
Total	2.747.275	43.719.864.559

2. *Regulated Cost (Ra)*

Regulated Cost (Ra) adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya yang besarnya proporsional dengan total kapasitas produksi. Biaya-biaya tersebut bisa menjadi biaya tetap atau menjadi biaya variabel.

Tabel 6. 13 *Regulated Cost (Ra)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Labor</i>	795.757	12.663.600.000
<i>Payroll Overhead</i>	119.364	1.899.540.000
<i>Supervision</i>	79.576	1.266.360.000
<i>Plant Overhead</i>	397.879	6.331.800.000
<i>Laboratory</i>	79.576	1.266.360.000
<i>General Expense</i>	9.618.960	153.075.164.721
<i>Maintenance</i>	549.455	8.743.972.912
<i>Plant Supplies</i>	82.418	1.311.595.937
Total	11.722.984	186.558.393.570

3. *Variable Cost (Ra)*

Variabel Cost (Va) merupakan sejumlah biaya yang harus dikeluarkan pada setiap tahunnya yang besarnya dipengaruhi total kapasitas produksi.

Tabel 6. 14 *Variable Cost (Va)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Raw Material	25.258.391	401.959.506.442
Packaging & Shipping	4.509.761	71.767.891.998
Utility	38.252.402	608.744.897.996
Royalty & Patent	901.952	14.353.578.400
Total	68.922.506	1.096.825.874.835

Nilai BEP :

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100 \% = 47,94 \%$$

6.5.4 *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) adalah titik kapasitas produksi di mana keuntungan yang diharapkan dari menutup pabrik (berhenti beroperasi) lebih besar daripada tetap mengoperasikannya. SDP adalah persentase minimum kapasitas produksi yang diharapkan dapat dicapai dalam satu tahun. Jika pabrik tidak mampu mencapai persentase minimum ini dalam satu tahun, maka keputusan yang masuk akal adalah menutup pabrik atau menghentikan operasinya.

SDP adalah parameter penting dalam perencanaan operasional pabrik dan analisis ekonomi. Ini membantu dalam menentukan kapan pabrik harus dihentikan jika kapasitas produksi tidak dapat mencapai tingkat yang diharapkan atau jika operasional

pabrik tidak menguntungkan. Keputusan untuk menutup pabrik atau menghentikan operasinya biasanya didasarkan pada analisis biaya dan pendapatan, dan SDP memainkan peran penting dalam pengambilan keputusan ini.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100\% = 26,92 \%$$

6.5.5 Discount Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) atau tingkat pengembalian dana terdiskon adalah metode yang digunakan untuk mengevaluasi kelayakan ekonomi suatu proyek atau investasi. DCFRR mengambil dalam pertimbangan nilai uang dari arus kas yang diperoleh dari investasi selama umur pabrik (usia ekonomis) proyek tersebut. Secara umum, DCFRR dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$(FC + WC)(1 + i)^n = CF[(1 + i)^n - 1 + (1 + i)^n - 2 + \dots + (1 + i) + 1] + SV + WC \quad (6.6)$$

Keterangan:

R : s

FC : Fixed Capital

WC : Working Capital

SV : Salvage Capital

CV : Annual Cash Flow (Keuntungan setelah pajak + depresiasi + finance)

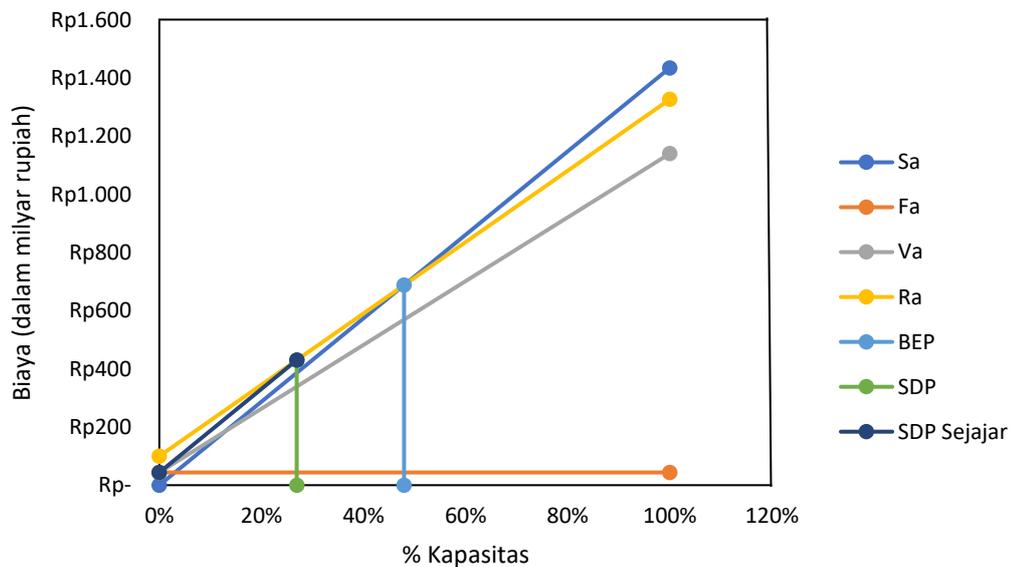
I : Discount Cash Flow Rate

n : Umur Pabrik (10 tahun)

Salvage Value	: Depresiasi = 8% x FCI : Rp. 34.975.891.647
Cash Flow	: Profit after taxes + Depresiasi + Finance : Rp. 131.605.471.638
Working Capital	: Rp. 172.385.781.012
FCI	: Rp. 437.198.645.591
R	: Rp. 4.623.079.012.296
S	: Rp. 4.623.079.012.296
i	: 0,2246
Sehingga DCFRR	: 22,46 %
Bunga Bank Indonesia	: 3,50 %
DCFRR minimum	: 5,25 %

Tabel 6.15 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Syarat	Kelayakan
ROI Sebelum Pajak	24,76%	ROI before taxes min : Low 11%, High 44%	Layak
ROI Setelah Pajak	19,31%		
POT Sebelum Pajak	3,1 tahun	POT before taxes max : Low 5 th, High 2 th	Layak
POT Setelah Pajak	3,7 tahun		
<i>BEP</i>	47,94 %	Berkisar 40 – 60 %	Layak
<i>SDP</i>	26,92%	Berkisar 20-30%	Layak
<i>DCFRR</i>	22,46 %	1,5 bunga bank	Layak



Gambar 6.2 Grafik Analisis Ekonomi

6.6 Analisis Risiko Pabrik

Pada perancangan pabrik sikloheksana dari proses hidrogenasi benzena, digunakan bahan baku berupa benzena dan hidrogen serta katalis nikel raney. Bahan baku benzena bersifat karsinogenik dan beracun, sedangkan bahan baku hidrogen bersifat mudah terbakar. Produk sikloheksana berbau seperti benzena dan memiliki sifat toksisitas yang rendah. Kondisi operasi prosesnya cukup berisiko karena menggunakan suhu dan tekanan yang tinggi. Bahan baku benzena diperoleh dari PT Pertamina Refinery Unit IV Cilacap dan bahan baku hidrogen diperoleh dari PT Air Liquide Indonesia. Sedangkan bahan baku katalis nikel raney diperoleh dari luar negeri, yaitu dari Zibo Yinghe Chemical Co., Ltd. Untuk pemasaran produk sikloheksana mudah karena sampai saat ini Indonesia belum memiliki pabrik sikloheksana, sehingga masih mengimpor dari luar negeri dan kebutuhan sikloheksana di Kawasan Asia yang cukup tinggi.

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan dari hasil perhitungan dan analisis, Perancangan pabrik sikloheksana dari hidrogenasi benzena dengan kapasitas 30.000 Ton/Tahun dapat disimpulkan sebagai berikut:

- A. Pendirian pabrik sikloheksana dari hidrogenasi benzena dengan kapasitas 30.000 Ton/Tahun bertujuan untuk mengurangi ketergantungan impor sikloheksana dari negara luar, membuka lapangan kerja baru dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
- B. Luas tanah yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sikloheksana dari hidrogenasi benzena yaitu sebesar 27.713 m²
- C. Hasil evaluasi ekonomi pabrik sikloheksana dari hidrogenasi benzena didapatkan sebagai berikut:
 1. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 108.253.706.998
 2. Keuntungan setelah pajak sebesar Rp. 84.437.891.459
 3. *Return of Investment* sebelum pajak sebesar 24,76 %
 4. *Return of Investment* setelah pajak sebesar 19,31 %
 5. *Pay Out Time* sebelum pajak sebesar 3,1 tahun, nilai tersebut masih masuk dalam syarat POT untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimal yaitu 5 tahun.
 6. *Pay Out Time* setelah pajak (POT a) sebesar 3,7 tahun.

7. *Break Even Point* (BEP) sebesar 47,94 %, nilai tersebut masih memenuhi syarat BEP untuk pabrik kimia yaitu 40-60 %
 8. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 26,92 %, nilai tersebut masih memenuhi syarat SDP untuk pabrik kimia yaitu 20 - 30 %
 9. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFRR) sebesar 22,46 %, masih memenuhi syarat minimum pabrik kimia pada umumnya adalah lebih dari > 1,5 bunga bank (5,25 %).
- D. Hasil dari keseluruhan tinjauan yang dilakukan mulai dari ketersediaan bahan baku, kondisi operasi proses dan hasil evaluasi ekonomi disimpulkan bahwa Pabrik Sikloheksana dari Hidrogenasi Benzena dengan Kapasitas 30.000 Ton/Tahun layak untuk didirikan.

7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pabrik untuk didirikan, konsep- konsep tersebut diantaranya:

- A. Pengoptimalan pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
- B. Pendirian pabrik sikloheksana dapat menjadi solusi pemerintah untuk menodorong pertumbuhan industri kimia dalam negeri, agar menjadi sektor penggerak perekonomian nasional.
- C. Pendirian pabrik sikloheksana dari hidrogenasi benzena dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan sikloheksana di Indonesia.

DAFTAR PUSTAKA

1. Ammar Ali Abd, Mohammed Qasim Kareem, Samah Zaki Naji, Performance analysis of shell and tube heat exchanger: Parametric study, Case Studies in Thermal Engineering, Volume 12, 2018, <https://doi.org/10.1016/j.csite.2018.07.009>.
2. Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). Process equipment design: vessel design. John Wiley & Sons.
3. Burrige E (2007). Chemical Profile: Benzene. ICIS Chemical Business (Europe/Middle East/Asia), 2(57): 36 Calabretta B & Perrotti D (2004). The biology of CML blast crisis. Blood, 103: 4010–4022. doi:10.1182/blood-2003-12-4111 PMID:14982876
4. G Jr, H. C. (1999). An introduction to chemical engineering kinetics & reaction design. John Willey and Sons. Page 425-427.
5. International Agency for Research on Cancer, 2019.
6. Kaffah, M. R. (2020). Validasi Metode Uji Senyawa Cyclohexane di Udara Lingkungan Kerja dengan Berbagai Modifikasi Metode Secara Gas Chromatography Mass Spectrometry. Jurnal Techlink Vol, 4 (1), 56.
7. Kehoe, J. P. G., & Butt, J. B. (1972). Kinetics of benzene hydrogenation by supported nickel at low temperature. *Journal of Applied Chemistry and Biotechnology*, 22(1), 23-30.
8. Kern, D. Q., & Kern, D. Q. (1950). Process heat transfer (Vol. 871). New York: McGraw-Hill.

9. Neni Muliawati, 2008. Hidrogen Sebagai Bahan Bakar : Sumber Energi Masa Depan.
10. Septiawati, E., Falah, I. I., & Alim, R. S. (2010). Preparation of Nickel/Active Carbon catalyst and its Utilization for Benzene Hydrogenation. *Indonesian Journal of Chemistry*, 1(2), 105-110.
11. Sica, A. M., Valles, E. M., & Gigola, C. E. (1978). Kinetic data from a pulse microcatalytic reactor-hydrogenation of benzene on a nickel catalyst. *Journal of Catalysis*, 51(1), 115-125.
12. Sinnott, R. K., Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (2005). Chemical engineering design (Vol. 6, No. 4). Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
13. Wulansari, R. D. (2022). Desain Proyek Pabrik Sikloheksana dengan Proses Hidrogenasi Benzene Kapasitas 36.134 Ton/tahun.
14. Yaws, C. L. (1999). Chemical properties handbook. McGraw-Hill Education.

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

Lampiran A

Perancangan Reaktor

Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Fase	: Gas-gas
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi antara benzena dan hidrogen membentuk sikloheksana
Kondisi Operasi	: Isotermal
Suhu	: 230°C
Tekanan	: 14 atm
Konversi	: 99%
Reaksi	: eksotermis
Katalis	: Nikel Raney (Ni)

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



1. Menentukan Jenis Reaktor

Reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Zat pereaksi berupa fase gas dengan katalis padat.

- b. Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal.
- c. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
- d. Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell* dan *tube*.
- e. Merupakan reaktor yang sederhana dengan biaya konstruksi, operasi, dan pemeliharaan yang murah.
- f. Secara pertimbangan ekonomi layak digunakan untuk suhu yang sangat tinggi atau reaksi tekanan tinggi yang menggunakan katalisator padat.

(Hill, Hal. 425-427)

Penyusunan model matematika

Asumsi:

- *Steady-state*
- Gas dianggap mengikuti persamaan gas ideal
- Tidak ada pressure drop
- Aliran plug flow, tidak ada gradien konsentrasi ke arah radial
- Perpindahan kalor berlangsung dari dalam pipa ke arah luar
- Fluida mengalir di dalam reaktor dengan kecepatan sama dan tetap

2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

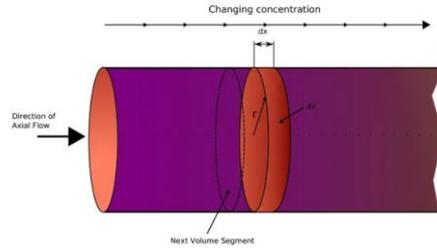
A. Neraca Massa pada Elemen Volume

Neraca massa pada keadaan steady state

Reaksi :



Rate of Input – rate of Output + rate of Reaction = Accumulation



$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) \cdot \rho_B \cdot \Delta v = 0 \quad (2)$$

$$-(F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z}) = (-r_A) \cdot \rho_B \cdot \Delta v \quad (3)$$

$$-\frac{F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z}}{\Delta v} = (-r_A) \cdot \rho_B \quad (4)$$

$$F_{A0} \frac{dx}{dv} = (-r_A) \cdot \rho_B \quad (5)$$

$$\frac{dx}{dv} = \frac{(-r_A) \cdot \rho_B}{F_{A0}} \quad (6)$$

$$\frac{dx}{dv} = \frac{k \cdot K_B \cdot P_B \cdot P_{H_2} \cdot \rho_B}{(1 + K_B \cdot P_B) \cdot C_{A0} \cdot F_V} \quad (7)$$

Tabel A.1 Neraca Massa Reaktor

No	Komponen	Masuk (Kg/jam)			Keluar (Kg/jam)
		Arus 1	Arus 5	Arus 11	Arus 7
1	Benzena (C ₆ H ₆)	-	3512,420		17,562
2	Toluena (C ₇ H ₈)	-	3,516		3,516
3	Hidrogen (H ₂)	270,078	-	135,039	135,039
4	Sikloheksana (C ₆ H ₁₂)	-	-	-	3764,936
Subtotal		270,078	3515,936	135,039	3921,053
Total		3921,053			3921,053

B. Neraca Panas Reaktor

Ditinjau keadaan steady state

Heat of input – Heat of output + heat of generation = Accumulation

Tabel A.2 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
C ₆ H ₆	120746,88	1207,47
C ₇ H ₈	198,28	198,29
H ₂	1111968	370656,01
C ₆ H ₁₂	0	376738,99
subtotal	1232913,2	748800,75
Q _{reaksi}	484112,44	
Q _{pendingin}		968224,88
Total	1717025,640	1717025,640

$$W = \frac{Q_P}{C_P} \quad (8)$$

Dimana:

$$Q_P = 968224,88 \text{ kJ/jam}$$

$$C_P = 1,601 \text{ kJ/kg.K}$$

Maka diperoleh pendingin sebanyak 60.476,257 kg/jam

a. Neraca Panas untuk Pendingin

Ditinjau keadaan steady state

$$[\text{Input}] - [\text{Output}] + [\text{Reaction}] = 0$$

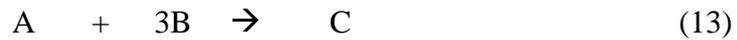
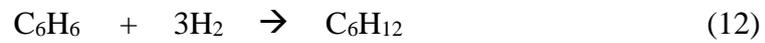
$$[m C_p (T_p - T_r)|_z] - [m C_p (T_p - T_r)|_{z+\Delta z}] + [U_D \cdot \pi \cdot OD (T - T_p) \Delta z] : \Delta z \quad (9)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{m C_p [(T_p - T_r)|_z - (T_p - T_r)|_{z+\Delta z}]}{\Delta z} + U_D \cdot \pi \cdot OD (T - T_p) \quad (10)$$

$$\frac{dT_p}{dz} = - \frac{U_D \cdot \pi \cdot OD (T - T_p)}{m C_p} \quad (11)$$

b. Konstanta kecepatan reaksi

Persamaan reaksi :



$$\text{Diperoleh: } C_A = \left(\frac{C_{A0}(1-X_A)}{1+\varepsilon \cdot X_A} \right) \quad (14)$$

Tabel A.3 Stoikiometri

	A	B	C
Mula-Mula	$\left(\frac{C_{A0}}{1 + \varepsilon \cdot X_A} \right)$	$\left(\frac{C_{B0}}{1 + \varepsilon \cdot X_A} \right)$	0
Reaksi	$\left(- \frac{C_{A0} \cdot X_A}{1 + \varepsilon \cdot X_A} \right)$	$\left(- \frac{3 \cdot C_{A0} \cdot X_A}{1 + \varepsilon \cdot X_A} \right)$	$\left(\frac{C_{A0}}{1 + \varepsilon \cdot X_A} \right)$
Sisa	$\left(\frac{C_{A0}(1 - X_A)}{1 + \varepsilon \cdot X_A} \right)$	$\left(\frac{C_{B0} - 3 \cdot C_{A0} \cdot X_A}{CT_0 + \varepsilon \cdot C_{A0} \cdot X_A} \right)$	$\left(\frac{C_{A0} \cdot X_A}{1 + \varepsilon \cdot X_A} \right)$

Jadi konsentrasi total

$$CT = CT_0 - 3 \cdot C_{A0} \cdot X_A \quad (15)$$

$$CT_0 = CA_0 + CB_0 \quad (16)$$

Fraksi mol

$$y_A = \left(\frac{C_{A0}(1-X_A)}{CT_0 - 3 \cdot C_{A0} \cdot X_A} \right) \quad (17)$$

$$y_B = \left(\frac{C_{B0} - 3 \cdot C_{A0} \cdot X_A}{C_{T0} - 3 \cdot C_{A0} \cdot X_A} \right) \quad (18)$$

$$y_C = \left(\frac{C_{A0} \cdot X_A}{C_{T0} - 3 \cdot C_{A0} \cdot X_A} \right) \quad (19)$$

Menentukan Tekanan Parsial Reaksi

Berdasarkan persamaan stoikiometri, dapat ditentukan tekanan parsial senyawa berdasarkan fraksi konsentrasi.

Diketahui data:

$$n = 50$$

$$\Delta X_a = X_a/n = 0,02$$

Xa	yA	yB	yC
0	0,1829	0,8171	0,0000
0,02	0,1812	0,8151	0,0037
0,04	0,1795	0,8131	0,0074
0,06	0,1778	0,8110	0,0112
0,08	0,1760	0,8088	0,0151
0,10	0,1742	0,8066	0,0191
0,12	0,1724	0,8044	0,0232
0,14	0,1705	0,8021	0,0274
0,16	0,1685	0,7997	0,0317
0,18	0,1666	0,7973	0,0361
0,20	0,1645	0,7949	0,0406
0,22	0,1624	0,7923	0,0452
0,24	0,1603	0,7897	0,0500
0,26	0,1581	0,7871	0,0548
0,28	0,1559	0,7844	0,0598
0,30	0,1536	0,7816	0,0649
0,32	0,1512	0,7787	0,0701
0,34	0,1488	0,7757	0,0755
0,36	0,1463	0,7727	0,0810
0,38	0,1437	0,7696	0,0867
0,40	0,1411	0,7664	0,0925

0,42	0,1384	0,7631	0,0985
0,44	0,1356	0,7597	0,1047
0,46	0,1327	0,7563	0,1110
0,48	0,1298	0,7527	0,1175
0,50	0,1268	0,7490	0,1243
0,51	0,1236	0,7452	0,1312
0,53	0,1204	0,7413	0,1383
0,55	0,1171	0,7372	0,1457
0,57	0,1137	0,7331	0,1533
0,59	0,1101	0,7288	0,1611
0,61	0,1065	0,7243	0,1692
0,63	0,1027	0,7197	0,1776
0,65	0,0988	0,7150	0,1862
0,67	0,0947	0,7101	0,1952
0,69	0,0906	0,7050	0,2044
0,71	0,0862	0,6997	0,2140
0,73	0,0817	0,6943	0,2240
0,75	0,0771	0,6886	0,2343
0,77	0,0723	0,6828	0,2450
0,79	0,0673	0,6767	0,2561
0,81	0,0620	0,6703	0,2676
0,83	0,0566	0,6638	0,2796
0,85	0,0510	0,6569	0,2921
0,87	0,0451	0,6498	0,3051
0,89	0,0390	0,6423	0,3187
0,91	0,0326	0,6346	0,3328
0,93	0,0259	0,6264	0,3476
0,95	0,0189	0,6180	0,3631
0,97	0,0116	0,6091	0,3793
0,99	0,0040	0,5998	0,3962

Tekanan parsial senyawa dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$P_{\text{Parsial}} = y \times P_{\text{Total}} \quad (20)$$

Sehingga, tekanan parsial dalam satuan (atm) didapatkan melalui tabel berikut:

Xa	pA	pB	pC
0	2,5600	11,4400	0,0000
0,02	2,5368	11,4119	0,0512
0,04	2,5132	11,3832	0,1036
0,06	2,4890	11,3538	0,1572
0,08	2,4643	11,3237	0,2120
0,10	2,4390	11,2930	0,2680
0,12	2,4131	11,2616	0,3253
0,14	2,3866	11,2294	0,3840
0,16	2,3595	11,1964	0,4441
0,18	2,3317	11,1627	0,5056
0,20	2,3033	11,1281	0,5686
0,22	2,2741	11,0927	0,6332
0,24	2,2442	11,0563	0,6994
0,26	2,2136	11,0191	0,7673
0,28	2,1822	10,9809	0,8369
0,30	2,1499	10,9418	0,9083
0,32	2,1169	10,9016	0,9816
0,34	2,0829	10,8603	1,0568
0,36	2,0480	10,8179	1,1341
0,38	2,0122	10,7743	1,2135
0,40	1,9753	10,7296	1,2951
0,42	1,9375	10,6836	1,3790
0,44	1,8985	10,6362	1,4653
0,46	1,8584	10,5875	1,5540
0,48	1,8172	10,5374	1,6454
0,50	1,7747	10,4858	1,7395
0,51	1,7309	10,4326	1,8365
0,53	1,6858	10,3777	1,9365
0,55	1,6393	10,3212	2,0395
0,57	1,5913	10,2629	2,1459
0,59	1,5417	10,2027	2,2556
0,61	1,4905	10,1405	2,3690
0,63	1,4377	10,0762	2,4861
0,65	1,3830	10,0098	2,6072
0,67	1,3265	9,9411	2,7325

0,69	1,2679	9,8700	2,8621
0,71	1,2073	9,7963	2,9964
0,73	1,1445	9,7200	3,1356
0,75	1,0793	9,6408	3,2799
0,77	1,0117	9,5587	3,4296
0,79	0,9415	9,4734	3,5851
0,81	0,8686	9,3847	3,7467
0,83	0,7927	9,2925	3,9147
0,85	0,7138	9,1966	4,0896
0,87	0,6316	9,0967	4,2718
0,89	0,5458	8,9925	4,4617
0,91	0,4564	8,8838	4,6599
0,93	0,3629	8,7703	4,8668
0,95	0,2653	8,6516	5,0831

Rate of Input - Rate of Output + Rate of Reaction = Rate of Accumulation

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) \cdot \rho_B \cdot \Delta v = 0 \quad (2)$$

$$-(F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z}) = (-r_A) \cdot \rho_B \cdot \Delta v \quad (3)$$

$$-\frac{F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z}}{\Delta v} = (-r_A) \cdot \rho_B \quad (4)$$

$$F_{A0} \frac{dx}{dv} = (-r_A) \cdot \rho_B \quad (5)$$

$$\frac{dx}{dv} = \frac{(-r_A) \cdot \rho_B}{F_{A0}} \quad (6)$$

$$\frac{dx}{dv} = \frac{\frac{k \cdot K_B \cdot P_B \cdot P_{H_2} \cdot \rho_B}{(1 + K_B \cdot P_B)}}{C_{A0} \cdot F_V} \quad (7)$$

$$\frac{dx}{dv} = \frac{k \cdot K_B \cdot \left(\left(\frac{C_{A0}(1-XA)}{CT_0 - 3 \cdot C_{A0} \cdot XA} \right) \cdot P \right) \cdot \left(\left(\frac{C_{B0} - 3 \cdot C_{A0} \cdot XA}{CT_0 - 3 \cdot C_{A0} \cdot XA} \right) \cdot P \right) \cdot \rho_B}{\left(1 + K_B \cdot \left(\left(\frac{C_{A0}(1-XA)}{CT_0 - 3 \cdot C_{A0} \cdot XA} \right) \cdot P \right) \right)} \cdot \frac{1}{C_{A0} \cdot F_V} \quad (22)$$

Persamaan laju reaksi :

$$-r_A = \frac{k \cdot K_B \cdot P_B \cdot P_{H_2}}{(1 + K_B \cdot P_B)} \quad (24)$$

$$-r_A = \frac{k \cdot K_B \cdot (y_B \cdot P) \cdot (y_{H_2} \cdot P)}{(1 + K_B \cdot (y_B \cdot P))} \quad (25)$$

$$-r_A = \frac{k \cdot K_B \cdot \left(\frac{C_{A0}(1-XA)}{CT_0^{-3} \cdot C_{A0} \cdot XA} \right) \cdot P \cdot \left(\frac{C_{B0}^{-3} \cdot C_{A0} \cdot XA}{CT_0^{-3} \cdot C_{A0} \cdot XA} \right) \cdot P}{\left(1 + K_B \cdot \left(\frac{C_{A0}(1-XA)}{CT_0^{-3} \cdot C_{A0} \cdot XA} \right) \cdot P \right)} \quad (26)$$

Dimana :

K_B = koefisien kesetimbangan adsorpsi, atm⁻¹ dengan persamaan :

$$K_B = 1,05 \times 10^2 \exp\left(\frac{-6000}{R.T}\right) \quad (27)$$

k = kecepatan reaksi spesifik, mol benzena/gr. Jam dengan persamaan :

$$k = 5,75 \times 10^5 \exp\left(\frac{-12400}{R.T}\right) \quad (28)$$

P_B = tekanan parsial benzena, atm dengan persamaan :

$$P_B = y_B \cdot P_{tot} \quad (29)$$

P_{H_2} = tekanan parsial H₂, atm dengan persamaan :

$$P_{H_2} = y_{H_2} \cdot P_{tot} \quad (30)$$

$-r_A$ = laju reaksi, mol benzena/gr. Jam

Perancangan Dimensi Reaktor

Persamaan perancangan:

$$F_{A0} = \frac{dX_A}{dv} = (-r_A) \cdot \rho_B \quad (31)$$

$$\int_0^V dv = F_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)\rho_B} \quad (32)$$

$$V = F_{A0} \int_0^{X_A=0.99} \frac{dX_A}{(-r_A)\rho_B} \quad (33)$$

Persamaan diatas diselesaikan dengan integrasi Simpson 1/3

Persamaan integrasi Simpson 1/3:

$$\int f(x) dx = \frac{X_A}{3} [f_0 + 4(f_1 + f_3 + f_5 + \dots + f_{n-1}) + (f_2 + f_4 + f_6 + \dots + f_{n-2}) + f_n] \quad (34)$$

Jumlah inkremen: n=50

$$\Delta X_A = \frac{X_A}{n} = \frac{0,99}{50} = 0,02$$

Hitung Simpson 1/3 (a) dari data tabel 1/-r_A

n	X _{ai}	(-r _a · ρ _B)	(1/-r _a · ρ _B)	Treaktor	Tp
0	0	104,0028	0,0096	503,150	393,150
1	0,02	103,5527	0,0097	503,150	389,583
2	0,04	103,0878	0,0097	503,150	384,059
3	0,06	102,6075	0,0097	503,150	386,016
4	0,08	102,1110	0,0098	503,150	384,232
5	0,10	101,5974	0,0098	503,150	382,448
6	0,12	101,0660	0,0099	503,150	380,665
7	0,14	100,5156	0,0099	503,150	378,881
8	0,16	99,9453	0,0100	503,150	377,098
9	0,18	99,3541	0,0101	503,150	375,314
10	0,20	98,7407	0,0101	503,150	373,531
11	0,22	98,1039	0,0102	503,150	371,747
12	0,24	97,4423	0,0103	503,150	369,963
13	0,26	96,7545	0,0103	503,150	368,180
14	0,28	96,0390	0,0104	503,150	366,396
15	0,30	95,2939	0,0105	503,150	364,613

16	0,32	94,5176	0,0106	503,150	362,829
17	0,34	93,7079	0,0107	503,150	361,045
18	0,36	92,8627	0,0108	503,150	359,262
19	0,38	91,9798	0,0109	503,150	357,478
20	0,40	91,0564	0,0110	503,150	355,695
21	0,42	90,0898	0,0111	503,150	353,911
22	0,44	89,0770	0,0112	503,150	352,127
23	0,46	88,0146	0,0114	503,150	350,344
24	0,48	86,8989	0,0115	503,150	348,560
25	0,50	85,7259	0,0117	503,150	346,777
26	0,51	84,4910	0,0118	503,150	344,993
27	0,53	83,1895	0,0120	503,150	343,209
28	0,55	81,8157	0,0122	503,150	341,426
29	0,57	80,3637	0,0124	503,150	339,642
30	0,59	78,8266	0,0127	503,150	337,859
31	0,61	77,1970	0,0130	503,150	336,075
32	0,63	75,4663	0,0133	503,150	334,292
33	0,65	73,6250	0,0136	503,150	332,508
34	0,67	71,6625	0,0140	503,150	330,724
35	0,69	69,5666	0,0144	503,150	328,941
36	0,71	67,3235	0,0149	503,150	327,157
37	0,73	64,9175	0,0154	503,150	325,374
38	0,75	62,3307	0,0160	503,150	323,590

39	0,77	59,5424	0,0168	503,150	321,806
40	0,79	56,5286	0,0177	503,150	320,023
41	0,81	53,2618	0,0188	503,150	318,239
42	0,83	49,7094	0,0201	503,150	316,456
43	0,85	45,8335	0,0218	503,150	314,672
44	0,87	41,5892	0,0240	503,150	312,888
45	0,89	36,9231	0,0271	503,150	311,105
46	0,91	31,7711	0,0315	503,150	309,321
47	0,93	26,0560	0,0384	503,150	307,538
48	0,95	19,6836	0,0508	503,150	305,754
49	0,97	12,5381	0,0798	503,150	303,970
50	0,99	4,4759	0,2234	503,150	302,187

Dengan menggunakan persamaan Simpson 1/3, didapatkan nilai a untuk menentukan volume reaktor digunakan persamaan sebagai berikut:

$$\int f(x)dx = \frac{\Delta x}{3} [f_0 + 4(f_1 + f_3 + f_5 \dots f_{n-1}) + 2(f_2 + f_4 + f_6 \dots f_{n-2}) + f_n] \quad (35)$$

Didapatkan nilai a = 0,017, sehingga volume reaktor dapat ditentukan

$$V = F_{a0} \times a \quad (36)$$

$$V \quad : 0.783 \text{ m}^3 = 783 \text{ liter}$$

$$V_{\text{oversize 20\%}} \quad : 0.939 \text{ m}^3 = 939 \text{ liter}$$

Tinggi Shell

Sebagai pendekatan, maka tinggi reaktor disesuaikan berdasarkan standar *length tube* berdasarkan buku Kern (1983) sebesar 12 ft atau 3,65 m.

Jumlah Tube

Diameter dalam tube didapat dari standar Kern (1965) sebesar 0,824 in atau 0,021 meter. Dari pendekatan tersebut, dapat dihitung untuk nilai volume pertube sebagai dan jumlah tube Berikut

$$V = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot Di^2 \cdot H \quad (37)$$

$$V = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (0,021)^2 \cdot 3,65$$

$$V = 0,001 \text{ m}^3$$

$$N_t = \frac{\text{Volume shell}}{\text{Volume Tube}} \quad (38)$$

$$= \frac{0,939 \text{ m}^3}{0,001 \text{ m}^3} = 940 \text{ tube}$$

C. Data-data Sifat Fisis Bahan

a. Menentukan umpan Yi masuk

Tabel A.4 Umpan Yi Masuk Reaktor

Komponen	BM	Input		yi	Bmi x yi
		Fi (Kg/jam)	Ni (Kmol/jam)		
C ₆ H ₆	78,110	3512,420	44,96760556	0,182827201	14,28063267
C ₇ H ₈	92,141	3,516	0,03815821	0,000155142	0,014294928
H ₂	2,016	405,117	200,9511033	0,817017657	1,647107597
C ₆ H ₁₂	84,161	0	0	0	0
Total		3921,053	245,9568671	1	15,94203519

b. Menentukan volume gas masuk reaktor

$$Vg = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P} \quad (39)$$

Dimana : n = mol umpan (mol/detik)

$$= 245,9568671 \text{ mol/detik}$$

$$R = \text{Konstanta gas (82,05 cm}^3 \cdot \text{atm/gmol.K)}$$

$$T = \text{Temperatur (K)}$$

$$= 503,15 \text{ K}$$

$$P = \text{Tekanan (atm)}$$

$$= 14 \text{ atm}$$

$$Z = \text{faktor kompresibilitas gas}$$

$$= 2,032714023$$

$$V_g = \text{laju alir volumetrik (cm}^3 \text{/detik)}$$

$$= 1.474.291,163 \text{ cm}^3 \text{/detik}$$

c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z} \quad (40)$$

Dimana : $P = \text{tekanan (atm)}$

$$= 14 \text{ atm}$$

$$BM = \text{berat molekul gas (kg/kmol)}$$

$$= 15,94203519 \text{ kg/kmol}$$

$$Z = \text{faktor kompresibilitas gas}$$

$$= 2,032714023$$

$$T = \text{temperatur (K)}$$

$$= 503,15 \text{ K}$$

$$R = \text{Konstanta gas (82,05 cm}^3 \cdot \text{atm/gmol.K)}$$

$$\rho = \text{densitas umpan (gr/cm}^3 \text{)}$$

$$= 0,012386 \text{ gr/cm}^3$$

d. Menentukan viskositas umpan

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2 \quad (41)$$

Data koefisien berdasarkan Tabel 21-1 dan 21-2 Yaws. 1999. Chemical Properties Handbook.

Tabel A.5 Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	A	B	C
C ₆ H ₆	-0,151	0,25706	-8,9790E-06
C ₇ H ₈	1,787	0,23566	-9,3508E-06
H ₂	27,758	0,212	-3,2800E-05
C ₆ H ₁₂	1,19	0,24542	-3,8334E-05

$$\mu_{gas} = 0,000012627 \text{ kg/s.m}$$

$$= 0,000126 \text{ gr/s.cm}$$

e. Menghitung konduktivitas umpan

$$k_{gas} = A + BT + CT^2 \quad (42)$$

Data koefisien berdasarkan Tabel 23-1 dan 23-2 Yaws. 1999. Chemical Properties Handbook.

Tabel A.6 Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	A	B	C
C ₆ H ₆	-0,00565	3,4493E-05	6,9298E-08
C ₇ H ₈	-0,00776	4,4905E-05	6,4514E-08
H ₂	0,03951	4,5918E-04	-6,4933E-08
C ₆ H ₁₂	0,00159	-1,7494E-07	1,4588E-07

k campuran = 0,21296299 W/m.K

f. Menentukan Kapasitas Panas Gas Umpan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (43)$$

Data kapasitas panas berdasarkan Tabel 2-1 dan 2-2 Yaws. 1999.

Chemical Properties Handbook.

Tabel A.7 Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor

Komponen	A	B	C	D	E
C ₆ H ₆	-31,368	0,4746	-3,114E-04	8,524E-08	-5,052E-12
C ₇ H ₈	-24,097	0,52187	-2,983E-04	6,122E-08	1,258E-12
H ₂	25,399	0,020178	-3,855E-05	3,188E-08	-8,759E-12
C ₆ H ₁₂	13,783	0,20742	5,368E-04	-6,301E-07	1,899E-10

C_p campuran = 9126,879 kJ/kmol.K

g. Menentukan Panas Reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis. Data panas reaksi berdasarkan

Tabel 2-1 dan 2-2 Yaws. 1999. Chemical Properties Handbook.

Tabel A.8 Data Panas Reaksi

Komponen	A	B	C	D	E
C ₆ H ₆	-31,368	0,4746	-3,114E-04	8,524E-08	-5,052E-12
C ₇ H ₈	-24,097	0,52187	-2,983E-04	6,122E-08	1,258E-12
H ₂	25,399	0,020178	-3,855E-05	3,188E-08	-8,759E-12
C ₆ H ₁₂	13,783	0,20742	5,368E-04	-6,301E-07	1,899E-10

Diperoleh :

$$\Delta HR (298 K) = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \quad (44)$$

$$= -256070 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H \text{ Reaktan} = 57972,01946 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H \text{ Produk} = 30195,81346 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta HR = -228293,794 \text{ kJ/kmol}$$

$\Delta HR < 0$ maka reaksinya bersifat eksotermis (mengeluarkan kalor sehingga menaikkan suhu).

h. Katalisator

Katalis : Nikel raney (Ni-Rn)

Bentuk : Pellet

Diameter : 0,3 cm

Panjang : 0,3 cm

Porositas : 0,6

Densitas : 3,37 gr/ml

Densitas *Bulk* : 0,95 gr/ml

D. Dimensi Reaktor

a. Menentukan ukuran

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan

panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong (hw/h) telah diteliti oleh Colburn's (*Smith, Engineering Kinetics*, hal. 511) yaitu :

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
hw/h	5,5	7	7,8	7,5	7	6,6

$D_p/D_t = 0,15$ karena menghasilkan perpindahan panas yang paling besar.

Dimana :

H_w : koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p : diameter katalis

D_t : diameter pipa

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,12 \text{ in}$$

$$D_t = 0,787401575 \text{ inch} = 1,00 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik. Dari table 11 Kern (*Process Heat Transfer*, hal. 844) dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Jenis tube : Steel Pipe

Nominal pipe size (IPS) : 0.75 in = 0,01905 m

Outside Diameter (OD) : 1,005 in = 0,0267 m

Schedule No. : 40

Inside Diameter (ID) : 0,824 in = 0,0209 m

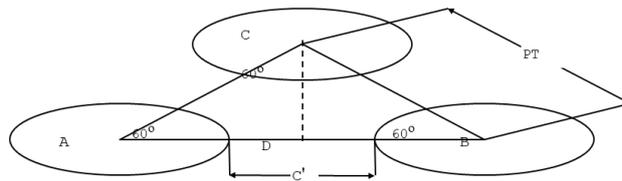
Flow area per pipe : 0,534 in² = 0,000344 m²

Surface per lin ft (Outside) : 0,275 ft²/ft

Surface per lin ft (inside) : 0,216 ft²/ft

b. Menentukan Diameter Dalam Reaktor (IDs)

Pipa (*tube*) disusun dengan pola “*triangular pitch*” agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar, sehingga dapat memberikan koefisien perpindahan panas yang lebih tinggi daripada susunan *square pitch* (Abd dkk, 2018).



Susunan tube = triangular pitch

$$\text{Pitch tube (PT)} = 1,25 \times \text{ODt} \quad (45)$$

$$= 1,25 \text{ in} \times 1,005 \text{ in}$$

$$= 1,31 \text{ in}$$

$$\text{Clearance (C')} = \text{PT} - \text{Odt} \quad (46)$$

$$= 1,31 \text{ in} - 1,005 \text{ in}$$

$$= 0,26 \text{ in}$$

Untuk menghitung diameter shell, dicari luas penampang shell total (A total).

Luas shell = luas segitiga

$$A_{total} = 2 \cdot Nt \cdot \text{Luas segitiga } ABC \quad (47)$$

$$\frac{\pi}{4} \times ID_s^2 = 2 \cdot Nt \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot PT^2 \cdot \sin 60 \right) \quad (48)$$

$$\frac{\pi}{4} \times ID_s^2 = 2 \cdot Nt \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot PT^2 \cdot 0,866 \right)$$

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot Nt \cdot PT^2 \cdot 0,866}{\pi}} \quad (49)$$

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot 940 \cdot (3,33)^2 \cdot 0,866}{3,14}}$$

$$ID_s = 107,35 \text{ cm}$$

$$= 1,073 \text{ m}$$

$$= 42,26 \text{ in}$$

c. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell & Young (*Process Equipment Design Handbook*, hal 254).

$$t_s = \frac{Pr}{fE - 0,6p} + C \quad (50)$$

Dimana :

P = tekanan design operasi (over design 20%)

$$= 14 \text{ atm}$$

$$= 206 \text{ psi} \times 120\% \text{ (over design 20\%)}$$

$$= 246,96 \text{ psi}$$

r = jari-jari dalam shell

$$= 36,8225 \text{ in}$$

E = efisiensi pengelasan
= 0,8 (tabel 13.2, Brownell)

f = maksimum *allowable stress* bahan yang digunakan
= 16250 psi (tabel 13.1 Brownell)

c = faktor korosi
= 0,125 in

ts = tebal dinding shell

$$ts = \frac{246,96 \cdot 21,13}{16250 \cdot 0,8 - 0,6(246,96)} + 0,125$$

ts = 0,53 in

Jadi, dipilih tebal dinding reaktor standar 0,56 in.

Diameter luar reaktor (ODs) = Diameter dalam reaktor (IDs) + 2ts

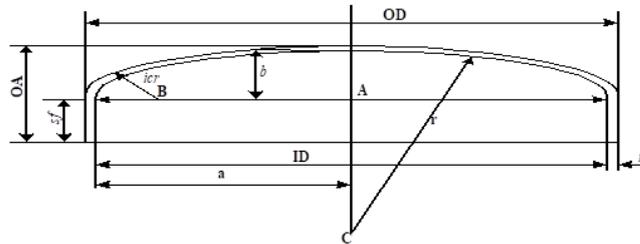
$$= 42,26 \text{ in} + 2(0,56 \text{ in})$$

$$= 43,4 \text{ in}$$

$$= 44 \text{ in}$$

d. Menghitung Tebal dan Tinggi Head

Bahan yang digunakan untuk *head* sama dengan bahan *shell* yaitu *stainless steel SA 204 Grade A*, dan *head* yang dipilih berbentuk *Elliptical dished heads/Ellipsoidal* karena cocok digunakan untuk tekanan lebih dari 200 psi (Brownell, 1959).



Tebal *head* dihitung dengan persamaan :

$$t_h = \frac{P \times ID_s}{2fE - 0.2 \times P} + C \quad (51)$$

E (efisiensi pengelasan) = 0,8 (tabel 13.2 brownell)

C (factor korosi) = 0,125 in

F (maksimum *allowable stress*) = 16250 psi

t_h (tebal head) = 0,82459 in

$$t_h = \frac{246,96 \cdot 42,26}{2 \cdot 16250 \cdot 0,8 - 2(246,96)} + 0,125$$

$$t_h = 0,526 \text{ in} = 0,56 \text{ inch}$$

Menentukan Tinggi Reaktor Total

Berdasarkan tabel 5.8 Brownell & Young halaman 93 diperoleh nilai sf

diambil:

$$sf = 2 \text{ in}$$

$$ID = 42,26 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= 21,13 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= 16,38 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 67,25 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= 65,22 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 6,77 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total head (OA)} = sf + b + th \quad (52)$$

$$= 9,87 \text{ in}$$

$$= 0,25 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell (z)} = 3,657 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor total} = (2 \times \text{tinggi head total}) + \text{tinggi shell} \quad (53)$$

$$= 4,16 \text{ m}$$

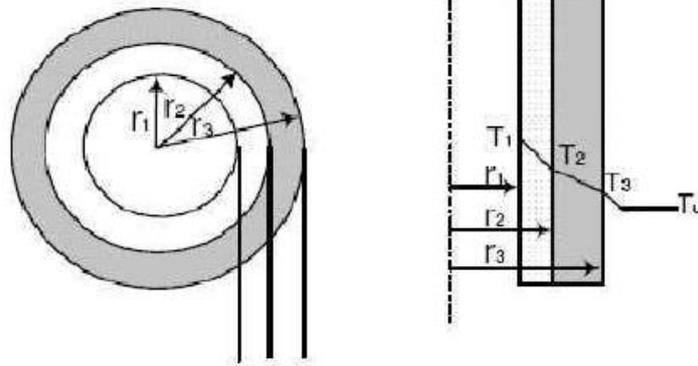
$$\text{Volume head} = 0,000049 \times ID_s^3 \quad (54)$$

$$= 0,00006 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell} = 0,939 \text{ m}^3 = 939 \text{ liter}$$

$$\text{Volume reaktor} = 940 \text{ m}^3$$

Menghitung Tebal Isolasi Reaktor



Perpindahan panas melalui tiap lapis tahanan di hitung dengan hukum fourier:

$$Q = \frac{2\pi L(T_1 - T_u)}{\frac{\ln(\frac{r_2}{r_1})}{k_1} + \frac{\ln(\frac{r_3}{r_2})}{k_2}} \quad (55)$$

$$Q = \frac{2\pi L(T_3 - T_u)}{\frac{\ln(\frac{r_2}{r_1})}{k_1} + \frac{\ln(\frac{r_3}{r_2})}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r)r_3}} \quad (56)$$

Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam ke ke dinding luar *shell* mengikuti persamaan:

$$q = kths \cdot \frac{T_p - ts''}{xs} \quad (57)$$

Kthi : konduktifitas thermal stainless steel (kJ/m.s.K)

Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator mengikuti

$$q = kthi \cdot \frac{ts'' - ti}{xi} \quad (58)$$

Kthi : konduktifitas thermal isolator (kJ/m.s.K)

Diameter luar = 3,61 ft

Diameter dalam = 3,52 ft

De = 4,29 ft
 Tinggi shell = 12 ft
 Tebal shell = 0,044 ft
 Luas permukaan *head* = 29 ft²
 Luas permukaan *shell* = 139,47 ft²
 Total luas permukaan = 168,46 ft²

Suhu permukaan isolasi = 122 °F
 Suhu dalam reaktor = 447,73 °F
 Suhu udara lingkungan = 95 °F

Konduktifitas thermal dinding = 25 btu/ft².hr.°F

Digunakan isolasi fine diatomaceous earth powder

Konduktifitas thermal isolasi = 0,025 btu/ft².hr.°F

a. Perpindahan kalor secara konveksi

$$hc = 1,24 x [T_w - T_u]^{1/3} \quad (59)$$

$$hc = 1,24 x [122 - 95]^{1/3}$$

$$hc = 3,72 \text{ btu/ft}^2\text{.hr.}^\circ\text{F}$$

$$Q \text{ loss} = \frac{A \cdot (T_1 - T_u)}{\left[\frac{t_1}{k_1} + \frac{t_2}{k_2} + \frac{1}{hr + hc} \right]} \quad (60)$$

$$t_2 = 0,143 \text{ ft} = 1,724 \text{ inch}$$

Digunakan tebal isolasi = 1,72 inch.

REAKTOR – 01

Fungsi: mereaksikan benzena dengan hidrogen untuk membentuk sikloheksana dengan kecepatan masuk 3921,053 kg/jam dengan tekanan 14 atm.

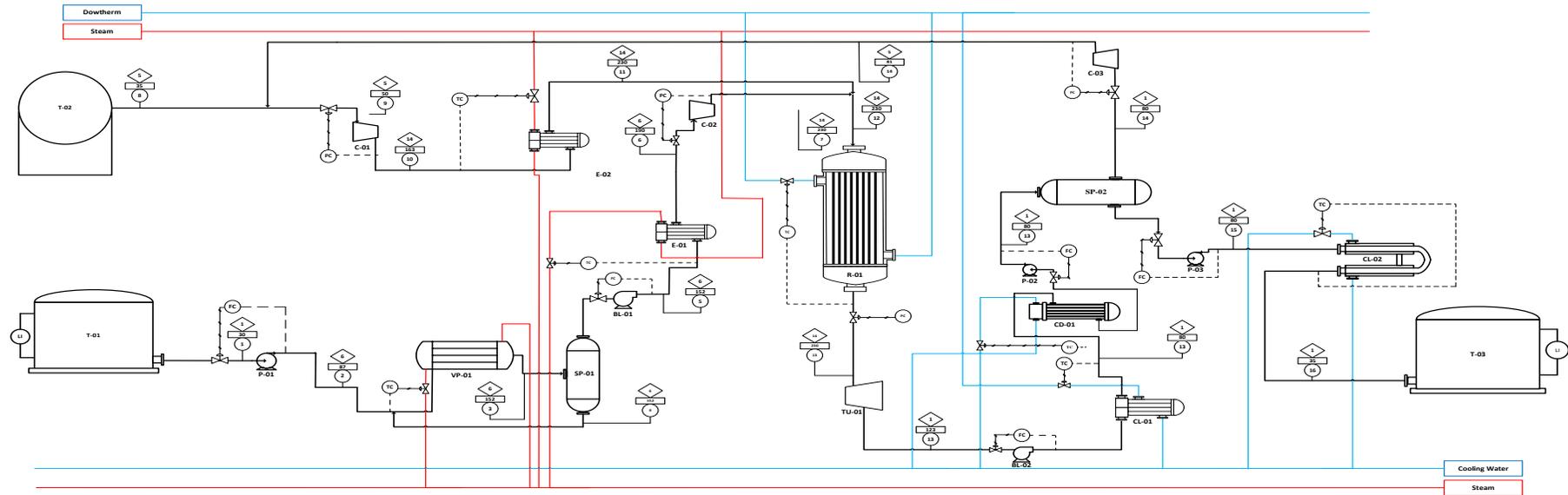
Reaktor: Fixed Bed Multitube

Suhu gas masuk	: 230°C
Suhu gas keluar	: 230°C
Tekanan masuk pipa	: 14 atm
Tekanan keluar pipa	: 14 atm
Suhu pendingin keluar <i>shell</i>	: 120°C
suhu pendingin masuk <i>shell</i>	: 30°C
susunan pipa	: triangular pitch
laju alir masuk Benzena	: 44,96 kmol/jam
aliran total massa masuk	: 245,957 kmol/jam
aliran massa pendingin masuk <i>shell</i>	: 69,257 kg/jam
diameter dalam <i>tube</i>	: 0,824 in
diameter luar <i>tube</i>	: 1,05 in
jumlah <i>tube</i>	: 940 buah
Diameter katalis	: 0,3 cm
Jenis Pendingin	: Dowtherm A
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 204 grade A</i>
tebal <i>head</i> reaktor	: 0,562 in
tinggi <i>shell</i>	: 3,65 m
tinggi reaktor	: 4,15 m
volume reaktor	: 0,940 m ³
diameter dalam <i>shell</i>	: 1,073 m
diameter luar <i>shell</i>	: 1,102 m

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK SIKLOHEKSANA DARI PROSES HIDROGENASI BENZENA
DENGAN KAPASITAS 30.000 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	Arus 16
C_6H_6	3512,42	3512,42	4390,52	878,10	3512,42	3512,42	3512,42					3512,42	35,12		35,12	35,12
C_7H_8	3,52	3,52	4,39	0,88	3,52	3,52	3,52					3,52	3,52		3,52	3,52
H_2								270,08	405,12	405,12	405,12	405,12	135,04	135,04		
C_6H_{12}															3747,37	3747,37
Total	3515,94	3515,94	4394,92	878,98	3515,94	3515,94	3515,94	270,08	405,12	405,12	405,12	3921,05	3921,05	135,04	3786,01	3786,01

Keterangan Instrumen	
FC	Flow Control
LC	Level Control
LI	Level Indikator
TC	Temperature Control

Keterangan Instrumen	
	Tekanan (mm)
	Temperature (°C)
	Nomor Arus
	Control Valve
	Sinyal Pneumatic
	Sinyal Elektrik
	Piping

Keterangan Alat	
CD	Condensor
E	Pre-Heater
VP	Vaporizer
R	Reaktor
C	Compressor
T	Tangki
P	Pompa
TU	Turbin Expander
SP	Separator
CL	Pre-Cooling
BL	Blower



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
2023**

PRA RANCANGAN PABRIK SIKLOHEKSANA DARI PROSES
HIDROGENASI BENZENA DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

DISUNUN OLEH :

Andhika Farras Rathan Ammar (19521027)
Muhammad Iqbal Kukuh Maulana (19521054)

DOSEN PEMBIMBING :

Dr. Diana, S.T, M.Sc

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Andhika Farras Raihan Ammar
No. MHS : 19521027
Nama Mahasiswa : Muhammad Iqbal Kukuh Maulana
No. MHS : 19521054
Judul Prarancangan : Prarancangan Pabrik Sikloheksana Dari
Proses Hidrogenasi Benzena Dengan
Kapasitas 30.000 Ton/Tahun
Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022
Batas Akhir Bimbingan : 07 April 2024

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	12 Oktober 2022	Bimbingan awal	
2	26 Oktober 2022	Bimbingan kapasitas pabrik	
3	09 November 2022	Bimbingan luaran 1 (kapasitas Pabrik)	
4	10 Desember 2022	Persetujuan luaran tahap 1 - 3	
5	24 Maret 2023	Bimbingan luaran 4 dan 5 (online)	
6	28 Mei 2023	Persetujuan luaran 4 dan 5 (online)	
7	27 Juli 2023	Bimbingan luaran 6 (offline)	
8	09 Agustus 2023	Bimbingan luaran 6 dan 7 (online)	
9	30 Agustus 2023	Bimbingan luaran 6 dan 7 (online)	
10	03 Oktober 2023	Bimbingan luaran 8 dan 9	
11	06 November 2023	Revisi Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta,
Pembimbing,



Dr. Diana, S.T., M.Sc.