

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

Laporan Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat
untuk mendapatkan gelar sarjana



Disusun Oleh :

Uswatun Hasanah (2000020043)

Sekar Pratiwi (2000020048)

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN
YOGYAKARTA**

2024

HALAMAN PERSETUJUAN

SKRIPSI

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

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh:

Uswatun Hasanah (2000020043)

Sekar Pratiwi (2000020048)

Telah disetujui oleh

Dosen pembimbing skripsi Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan

Dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk mendapat gelar sarjana.

Dosen Pembimbing



(Maryudi, S.T., M.T., Ph.D., IPM.)

NIPM 19740114 200002 111 0864615

HALAMAN PENGESAHAN

SKRIPSI

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

Disusun oleh:

Uswatun Hasanah (2000020043)

Sekar Pratiwi (2000020048)

**Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji
Pada tanggal 27 Februari 2024 dan dinyatakan telah memenuhi syarat**

Susunan Dewan Penguji:

Ketua : Maryudi, S.T., M.T., Ph.D., IPM.

Anggota : 1. Adi Permadi, S.T., M.T., M.Farm., Ph.D.

2. Firda Mahira Alfiata Chusna, S.T., M.Eng.

Yogyakarta, 07 Maret 2024

Dekan Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan



(Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T.)

NIPM 19660812 199601 011 0784324

PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : 1. Uswatun Hasanah (2000020043)

2. Sekar Pratiwi (2000020048)

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa Skripsi yang kami tulis ini dengan judul “Prarancangan Pabrik Sikloheksana dengan Hidrogenasi Benzena pada Kapasitas 30.000 Ton/Tahun” benar-benar merupakan hasil karya sendiri, bukan merupakan pengambilan tulisan atau pikiran orang lain yang kami akui sebagai hasil tulisan atau pikiran kami sendiri.

Apabila dikemudian hari terbukti atau dapat dibuktikan Skripsi ini hasil karya jiplakan, maka kami bersedia menerima sanksi atas perbuatan tersebut.

Yogyakarta, 17-02-2024

Yang membuat pernyataan



(Uswatun Hasanah)



(Sekar Pratiwi)

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukuraatas kehadirat Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya kepada kita semua, tak lupa sholawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada Nabi besar kita Muhammad SAW. Berkat rahmat dan karunia-Nya penyusun dapat menyelesaikan naskah Tugas Akhir (TA) yang berjudul **“Prarancangan Pabrik Sikloheksana dengan Proses Hidrogenasi Benzena pada Kapasitas 30.000 Ton/Tahun”**.

Tugas akhir prarancangan pabrik ini disusun untuk melengkapi salah satu syarat guna memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia S-1 pada Fakultas Teknologi Industri, Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta. Dalam penyusunan naskah ini penyusun banyak sekali mendapatkan bantuan dari berbagai pihak baik yang secara langsung maupun tidak langsung maupun tidak langsung. Dalam kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Dr. Muchlas Arkanuddin, M.T. selaku Rektor Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
2. Ibu Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
3. Bapak Agus Aktawan, S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia S-1 Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
4. Bapak Maryudi , S.T., M.T., Ph.D., IPM. Selaku dosen pembimbing atas bimbingan, saran, maupun motivasinya.
5. Orangtua, kakak, serta seluruh keluarga tercinta atas doa, semangat, dan dukungannya.
6. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2020 yang telah memberikan dukungan dan bantuan.
7. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah membantu baik secara moril maupun materil.

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan naskah ini masih jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangannya. Oleh karena itu penyusun mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi kesempurnaan naskah ini. Akhir kata penyusun berharap skripsi ini dapat bermanfaat dan memberikan wawasan bagi penyusun khususnya maupun bagi para pembaca serta semua pihak pada umumnya.

HAL PERSEMBAHAN

PENULIS 1

Alhamdulillahirabbil'alamin, rasa syukur kepada Allah SWT atas berkat rahmat, karunia, dan hidayah-Nya yang telah memberikan kesehatan, kemudahan, kelancaran, dan kesabaran untuk menyelesaikan Tugas Akhir (TA) ini. Sholawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada Rasulullah SAW yang telah membawa umatnya menuju ilmu yang penuh pengetahuan seperti sekarang ini. Sebagai ucapan terima kasih saya persembahkan tugas akhir ini kepada:

Diri saya sendiri yang mampu bertahan dan melewati segala hal yang terjadi semasa duduk di bangku sekolah hingga kuliah. Semoga apapun yang terjadi ke depannya pundak saya bisa lebih kuat lagi dan bisa melewati segalanya untuk saya dan orang-orang tercinta.

Seorang wanita yang di tengah kesibukannya masih menyempatkan diri untuk mengubungi, menanyakan kabar, selalu mendoakan, dan menyemangati saya dalam menyelesaikan tugas akhir ini. Beliau adalah Ibu saya. Selain itu, kakak-kakak saya yang selalu mendukung dan bangga atas segala pencapaian yang saya raih selama ini. Keponakan-keponakan saya yang sudah bisa diajak bercanda sehingga dapat membantu mengurangi rasa stress saya selama ini.

Bapak Maryudi S.T., M.T., Ph.D., IPM. terima kasih banyak telah memberikan saya kesan bahwa ada sosok dosen yang sangat baik, peduli, dan bisa menghargai kami sebagai mahasiswa bimbingan Bapak. Tak lupa pula saya berterima kasih atas segala bimbingan, motivasi, dukungan, kesabaran, dan bantuannya dalam menyelesaikan tugas akhir ini. Dosen-dosen Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan yang telah memberikan ilmu yang bermanfaat selama di bangku perkuliahan. Semoga segala kebaikan Bapak dan Ibu menjadi amal jariyah.

Sekar Pratiwi selaku partner saya sejak KP hingga menyelesaikan tugas akhir ini. Terima kasih telah memilih saya menjadi partner, dan segala semangat, bantuan, pantang menyerah, dan kesabarannya dalam menyelesaikan masa studi ini.

Amal, Annis, Ahyar, Dedi, Azhar, Aditya, Syahrul, Trias, Riyan, Rizka, Irene, Retno, dan Icha teman-teman saya yang menemani saya jalan-jalan dan tempat saya bercerita untuk sekadar melepas penat selama mengerjakan tugas akhir ini. Terima kasih atas support dan bantuannya. Semoga kita bisa sama-sama menjadi orang yang sukses di masa depan.

Semua pihak yang telah membantu dan memberikan dukungan kepada saya dalam menyelesaikan tugas akhir ini dan tidak dapat saya sebutkan satu persatu. Saya ucapkan terima kasih banyak. Semoga Allah melimpahkan rahmat-Nya kepada kalian semua, amin.

PENULIS 2

Alhamdulillahirabbil'alamin, rasa syukur kepada Allah SWT atas berkat rahmat, karunia, dan hidayah-Nya yang telah memberikan kesehatan, kemudahan, kelancaran dan kesabaran untuk menyelesaikan skripsi ini. Sholawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada Rasulullah SAW, yang telah membawa umatnya menuju ilmu yang penuh pengetahuan seperti sekarang ini. Sebagai ucapan terima kasih saya persembahkan tugas akhir ini kepada:

Dengan segala kerendahan hati dan rasa syukur, saya persembahkan tugas akhir ini kepada orang-orang yang sangat berharga yaitu kedua orang tua saya. Terima kasih atas doa, kasih sayang, dukungan batin, materi, dan bantuan tak ternilai lainnya yang telah Ayah dan ibu berikan selama ini hingga bisa mencapai titik ini. Semoga Bapak selalu sehat, bahagia, dan untuk Ayah semoga surga dan ketenangan dapat engkau rasakan disana. Serta kakak saya yang selalu memberikan dukungan dan percaya bahwa adiknya mampu menyelesaikan studi dengan baik. Serta keluarga besar baik dari pihak Ibu dan Ayah yang selalu mendoakan.

Bapak Maryudi, S.T., M.T., Ph.D., IPM. terimakasih telah memberikan bimbingan, dukungan, motivasi dan kesabaran serta bantuannya dalam menyelesaikan skripsi ini. Dosen-dosen Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan yang telah memberikan ilmu yang bermanfaat selama di bangku perkuliahan. Semoga segala kebaikan Bapak dan Ibu menjadi amal jariyah.

Uswatun Hasanah, selaku sahabat sekaligus partner yang sama sama berjuang dari awal kuliah, kerja praktek, hingga mengerjakan skripsi ini. Terima kasih telah memilih saya untuk menjadi partner dan segala bantuan serta semangatnya, terima kasih telah berjuang bersama saya dan tidak menyerah dalam menyelesaikan skripsi ini.

Sahabat saya Annis, Amal, Azhar, Dedi, Ahyar, Trias, Syahrul, Aditya, Riyan, Rani, Izhar, Rara, Hafidh, dan Jundi terima kasih sudah menjadi teman yang selalu menemani saya healing untuk sekedar melepas penat, mendengar keluh kesah saya dalam mengerjakan selama perkuliahan ini, terimakasih juga atas segala support dan bantuannya. Semoga kita semua bisa sukses dan persahabatan ini dapat selalu terjaga hingga nanti.

Teman-teman angkatan 2020 dan semua pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu, terima kasih atas segala bantuan, motivasi saya ucapkan terimakasih. Semoga Allah melimpahkan rahmat-Nya pada kalian semua, Aamiin.

HALAMAN MOTTO

PENULIS 1

“Ketahuilah bahwa kemenangan bersama kesabaran, kelapangan bersama kesempatan, dan kesulitan bersama kemudahan”
(HR. Tirmidzi)

“Bersemangatlah atas hal-hal yang bermanfaat bagimu. Minta tolonglah kepada Allah, jangan engkau lemah”
(HR. Muslim)

“Allah tidak akan membebani seseorang melainkan sesuai dengan kadar kesanggupannya”
(Q.S. Al-Baqarah : 286)

“Sedikit berbeda lebih baik daripada sedikit lebih baik”
(Anonim)

“Whoever neglects learning in their youth, are lost for the past and are dead for the future”
(Euripides)

PENULIS 2

“Mustahil adalah bagi mereka yang tidak pernah mencoba”
(Jim Goodwin)

“Sesungguhnya Allah tidak akan merubah keadaan suatu kaum sebelum mereka merubah keadaan dirinya sendiri”
(Q.S Ar-Rad)

“Keberhasilan bukanlah milik orang yang pintar. Keberhasilan adalah kepunyaan orang-orang yang senantiasa berusaha”
(B.J. Habibie)

“Sesungguhnya bersama kesulitan itu ada kemudahan. Maka ketika kamu sudah selesai (dari suatu perkara), teruslah bekerja keras (untuk urusan yang lain).”
(Q.S. Al-Insyirah : 6-7)

“Tidak ada sesuatu yang mustahil untuk dikerjakan, hanya tidak ada sesuatu yang mudah”
(Napoleon Bonaparte)

DAFTAR ISI

PRARANCANGAN PABRIK SIKLOHEKSANA DENGAN PROSES HIDROGENASI BENZENA PADA KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN	i
HALAMAN PERSETUJUAN	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI.....	iv
KATA PENGANTAR	v
HAL PERSEMBAHAN	vi
HALAMAN MOTTO.....	viii
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR TABEL.....	xiv
DAFTAR GAMBAR	xvi
DAFTAR LAMBANG	xvii
ABSTRAK.....	xix
BAB I PENDAHULUAN	1
I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
I.2. Tinjauan Pustaka.....	2
I.2.1. Dasar Reaksi	2
I.2.2. Pemilihan Proses	4
I.3. Tinjauan Kinetika Reaksi dan Termodinamika	5
I.3.1. Tinjauan Kinetika.....	5
I.3.2. Tinjauan Termodinamika	7
I.4. Kegunaan Produk.....	9
I.5. Penentuan Kapasitas Pabrik.....	9
I.5.1. Data Impor	9
I.5.2. Jumlah Kebutuhan Produk	10
I.5.3. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri.....	11
I.6. Pemilihan Lokasi	12
BAB II URAIAN PROSES	15
II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku.....	15
II.2. Tahap Pembentukan Produk	15
II.3. Tahap Pemisahan Produk.....	16
II.4. Diagram Alir Kualitatif	17

III.1.	Spesifikasi Bahan Baku.....	18
III.2.	Spesifikasi Bahan Pembantu.....	19
III.3.	Spesifikasi Produk.....	19
BAB IV	NERACA MASSA	20
IV.1.	Neraca Massa Alat	20
IV.1.1.	Neraca Massa Vaporizer (VP-01)	20
IV.1.2.	Neraca Massa Separator (SP-01).....	20
IV.1.3.	Neraca Massa Reaktor (R-01).....	20
IV.1.4.	Neraca Massa Flash Drum (FD-01)	21
IV.2.	Neraca Massa Total	21
IV.3.	Diagram Alir Kuantitatif	21
BAB V	NERACA PANAS	23
V.1.	Neraca Panas Alat.....	23
V.I.1.	Neraca Panas Vaporizer (VP-01)	23
V.I.2.	Neraca Panas Separator (SP-01)	23
V.I.3.	Neraca Panas Reaktor (R-01).....	23
V.I.4.	Neraca Panas Flash Drum (FD-01)	24
V.I.5.	Neraca Panas Heat Exchanger 01 (HE-01)	24
V.I.6.	Neraca Panas Heat Exchanger 02 (HE-02)	24
V.I.7.	Neraca Panas Cooler 01 (CL-01)	24
V.I.8.	Neraca Panas Cooler 02 (CL-02)	25
BAB VI	SPESIFIKASI ALAT	26
VI.1.	Tangki Penyimpanan.....	26
VI.2.	Pompa.....	26
VI.3.	Vaporizer	27
VI.4.	Separator.....	27
VI.5.	Heat Exchanger	28
VI.6.	Reaktor	28
VI.7.	Flash Drum.....	29
VI.9.	Expansion Valve.....	30
BAB VII	UTILITAS.....	31
VII.1.	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	31
VII.1.1.	Unit Penyediaan Air.....	31
VII.1.2.	Unit Pengolahan Air	32
VII.1.3.	Kebutuhan Air.....	34

VII.1.4. Kebutuhan <i>Dowtherm A</i>	35
VII.2. Unit Pembangkit <i>Steam</i>	36
VII.3. Unit Pembangkit Listrik.....	38
VII.4. Unit Penyedia Bahan Bakar	38
VII.5. Unit Pengolahan Limbah	38
VII.5.1. Limbah Cair	38
VII.5.2. Limbah Padat	40
VII.5.3. Limbah Gas.....	40
VII.6. Unit Penyediaan Udara Tekan	42
VII.7. Laboratorium.....	42
BAB VIII LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES	44
VIII.1. Lokasi Pabrik.....	44
VIII.2. <i>Layout</i> Pabrik.....	46
VIII.3. <i>Layout</i> Peralatan	50
BAB IX STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN	52
IX.1. Organisasi Perusahaan.....	52
IX.2. Struktur Organisasi.....	52
IX.3. Tugas dan Wewenangan.....	54
IX.3.1. Pemegang Saham	54
IX.3.2. Dewan Komisaris	54
IX.3.3. Direktur Utama.....	54
IX.3.4. Kepala Bagian	55
IX.3.5. Kepala Seksi.....	56
IX.4. Pembagian Jam Kerja.....	58
IX.4.1. Karyawan <i>Non Shift</i>	58
IX.4.2. Karyawan <i>Shift</i>	58
IX.5. Perincian Tugas dan Keahlian.....	59
IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	60
IX.6.1. Sistem Kepegawaian	60
IX.6.2. Sistem Gaji	60
IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan	61
IX.8. Manajemen Perusahaan.....	62
BAB X EKONOMI TEKNIK.....	64
X.1. Dasar Perhitungan.....	65
X.2. Penghitungan Biaya Produksi.....	70

X.2.1. <i>Capital Investment</i>	70
X.2.2. <i>Manufacturing Cost</i>	70
X.2.3. <i>General Expenses</i>	71
X.3. Analisis Kelayakan	71
X.3.1. <i>Percent Return on Investment (ROI)</i>	71
X.3.2. <i>Pay Out Time (POT)</i>	71
X.3.3. <i>Break Even Point (BEP)</i>	71
X.3.4. <i>Shut Down Point (SDP)</i>	72
X.3.5. <i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)</i>	72
X.3.6. Hasil Penghitungan.....	73
X.5. Analisis Keuntungan.....	76
X.6. Analisis Kelayakan	76
BAB XI KESIMPULAN	79
XI.1. Kesimpulan.....	79
XI.2. Saran.....	80
DAFTAR PUSTAKA	81
LAMPIRAN	83

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Perbandingan Proses Hidrogenasi Benzena dan Proses Fraksinasi Minyak Mentah	4
Tabel I.2 Keunggulan dan Kekurangan Proses Pembuatan Sikloheksana	5
Tabel I.3 Harga $\Delta H^{\circ}f$ Tiap Komponen.....	7
Tabel I.4 Harga $\Delta G^{\circ}f$ Tiap Komponen.....	8
Tabel I.5 Data Impor Sikloheksana di Indonesia	9
Tabel I.6 Data Konsumsi Sikloheksana di Asia Tenggara	11
Tabel I.7 Data Perusahaan Sikloheksana di Wilayah Eropa	11
Tabel I.8 Data Perusahaan Sikloheksana di Wilayah Amerika	12
Tabel III.1 Sifat Fisis Bahan Baku	18
Tabel III.2 Sifat Fisis Nikel (Ni/SiO ₂).....	19
Tabel III.3 Sifat Fisis Sikloheksana.....	19
Tabel IV.1 Neraca Massa Vaporizer	20
Tabel IV.2 Neraca Massa Separator.....	20
Tabel IV.3 Neraca Massa Reaktor	20
Tabel IV.4 Neraca Massa Flash Drum	21
Tabel IV.5 Neraca Massa Total.....	21
Tabel V.1 Neraca Panas Reaktor.....	23
Tabel V.2 Neraca Panas Separator	23
Tabel V.3 Neraca Panas Reaktor.....	23
Tabel V.4 Neraca Panas Flash Drum	24
Tabel V.5 Neraca Panas Heat Exchanger 01.....	24
Tabel V.6 Neraca Panas Heat Exchanger 02.....	24
Tabel V.7 Neraca Panas Cooler 01	24
Tabel V.8 Neraca Panas Cooler 02	25
Tabel VI.1 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan	26
Tabel VI.2 Spesifikasi Alat Pompa	26
Tabel VI.3 Spesifikasi Alat Vaporizer	27
Tabel VI.4 Spesifikasi Alat Separator	27
Tabel VI.5 Spesifikasi Alat Heat Exchanger.....	28
Tabel VI.6 Spesifikasi Alat Reaktor.....	28
Tabel VI.7 Spesifikasi Alat Flash Drum	29
Tabel VI.8 Spesifikasi Alat Cooler	29
Tabel VI.9 Spesifikasi Alat Expansion Valve.....	30
Tabel VII.1 Kebutuhan Air Pembangkit Steam	34
Tabel VII.2 Kebutuhan Air untuk Proses	35
Tabel VII.3 Kebutuhan Air Kantor	35
Tabel VIII.1 Rincian Area Bangunan Pabrik Sikloheksana	47
Tabel IX.1 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift	59
Tabel IX.2 Komposisi dan Sistem Gaji Karyawan	61
Tabel X.1 Indeks dari Chemical Engineering Plant Cost Index.....	65
Tabel X.2 Daftar Harga Alat	68
Tabel X.3 Physical Plant Cost (PPC).....	73

Tabel X.4 Direct Plant Cost (DPC)	73
Tabel X.5 Fixed Capital Investment (FCI).....	73
Tabel X.6 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	74
Tabel X.7 Indirect Manufacturing Cost (IMC)	74
Tabel X.8 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	74
Tabel X.9 Total Manufacturing Cost (MC).....	74
Tabel X.10 Working Capital (WC)	74
Tabel X.11 General Expense (GE).....	75
Tabel X.12 Total Production Cost.....	75
Tabel X.13 Fixed Cost (Fa).....	75
Tabel X.14 Variable Cost (Va).....	75
Tabel X.15 Regulated Cost (Ra)	75
Tabel X.16 Trial Discounted Cash Flow Rate (DCFR)	77

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1 Grafik Kebutuhan Sikloheksana di Indonesia.....	10
Gambar II.1 Diagram Alir Kualitatif.....	17
Gambar IV.1 Diagram Alir Kuantitatif.....	22
Gambar VII.1 Diagram Alir Pengolahan Air.....	37
Gambar VII.2 Diagram Alir Sistem Pengolah Limbah.....	41
Gambar VIII.1 Tata Letak Bangunan Pabrik.....	49
Gambar VIII.2 Tata Letak Alat Proses.....	51
Gambar X.1 Grafik Ekstrapolasi Indeks Harga.....	66
Gambar X.2 Grafik Hubungan Kapasitas Produksi dan Biaya.....	78

DAFTAR LAMBANG

A	= Luas permukaan panas, ft ² , in ² , m
A _R	= Luas permukaan dinding reaktor, m ²
A	= Jari jari dalam reaktor, m
BEP	= <i>Break Event Point</i>
BHP	= <i>Break Horse Power</i> , Hp BM
C	= Berat Molekul, kg/kmol
C	= Faktor korosi, in
C _A	= Konsentrasi zat A, kmol/L
C _{A0}	= Konsentrasi zat A mula-mula, kmol/L
CL	= <i>Cooler</i>
C _p	= Kapasitas panas, Btu/lb.F, kkal/kg.C
D	= Diameter, in, m
DMC	= <i>Direct Manufacturing Cost</i>
DPC	= <i>Direct Plant Cost</i>
E	= Efisiensi pengelasan
E _a	= Harga alat dengan kapasitas diketahui
E _b	= Harga alat dengan kapasitas dicari
E _x	= Harga alat untuk tahun x
E _y	= Harga alat untuk tahun y
FV	= Kecepatan volumetrik, m ² /j, L/j
FCI	= <i>Fixed Capital Investment</i>
F _a	= <i>Fixed Cost</i>
FD	= <i>Flash Drum</i>
F	= <i>Allowable stress</i>
F	= Faktor friksi
GE	= <i>General Expense</i>
g _c	= Gravitasi, m ² /s
gpm	= Galon per menit
HE	= <i>Heat Exchanger</i>
h _i	= Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, Btu/j.ft.F
h _o	= Koefisien perpindahan panas, Btu/j.ft.F
ID	= Diameter dalam, in, m, ft
IMC	= <i>Indirect Manufacturing Cost</i>
J	= Lebar <i>baffle</i> , m, in, ft
L	= Tinggi, m, in, ft
LC	= <i>Level control</i>
L _e	= Panjang elbow, ft
N _{re}	= <i>Reynold number</i>
N _t	= Jumlah <i>tube</i>
N _x	= Nilai <i>index</i> tahunan x
N _y	= Nilai <i>index</i> tahunan y
OD	= Diameter luar, m, in, ft
P	= <i>Power motor</i> , HP

POT	= <i>Pay Out Time</i>
Q	= Panas, Btu/j, Kkal/j, K/J
r	= Jari-jari, m
R	= Reaktor
ROI	= <i>Return Of Investment</i>
Ra	= <i>Regulated Cost</i>
SDP	= <i>Shut Down Point</i>
Sa	= <i>Sales Expense</i>
Sch	= <i>Schedule</i>
SP	= Separator
T	= Suhu, °C, °F, °K
T-n	= Tangki
t	= Waktu, detik, menit, jam
th	= Tebal dinding <i>head</i> , in
ts	= Tebal dinding <i>shell</i> , in
UPL	= Unit Pengolahan Limbah
VP	= <i>Vaporizer</i>
WC	= <i>Working Capital</i>
X	= Konversi
μ	= Viskositas, Cp
Σ	= Jumlah
η	= Efisiensi pompa
P	= Densitas, kg/m ³
Δp	= <i>Pressure Drop</i> , psi
ΔT	= Beda suhu

ABSTRAK

Sikloheksana merupakan senyawa organik dengan formula C_6H_{12} berbentuk cairan pada suhu ruang, tidak berwarna, bersifat volatil, dan beracun. Sikloheksana memiliki berbagai kegunaan di industri kimia, terutama industri penghasil nilon. Prarancangan pabrik sikloheksana dilakukan untuk mengkaji kelayakan pabrik untuk didirikan. Kebutuhan sikloheksana saat ini masih diimpor dari luar negeri, oleh karena itu pabrik dirancang dengan kapasitas 30.000 ton/tahun didirikan untuk memenuhi kebutuhan sikloheksana dalam negeri pada berbagai industri dengan kemurnian sikloheksana yaitu 99% berat. Bahan baku berupa benzena diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap. Sedangkan untuk hidrogen diperoleh dari PT. *Air Liquide*, Cilegon, Banten.

Proses produksi sikloheksana menggunakan *hydrogenation process*, di mana reaksi pembentukan sikloheksana dari benzena dan hidrogen menggunakan reaktor *fixed bed multitube* yang beroperasi secara *isothermal non adiabatic* pada suhu $130^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm dengan katalis nikel. Reaksi yang terjadi di dalam reaktor secara eskotermis dan *irreversible*. Proses produksi terdiri dari 3 tahap, yaitu tahap persiapan bahan baku, tahap reaksi, dan tahap pemisahan. Untuk mendukung proses produksi sikloheksana dibutuhkan *steam* pemanas dan air yang disediakan dari unit utilitas. Air yang diperlukan untuk pabrik sebesar 206595,0548 kg/jam, pabrik ini membutuhkan listrik sebesar 585,6622 kW yang disuplai oleh PLN dan generator cadangan. Pabrik ini akan dibangun di Cilegon, Banten. Pemilihan lokasi ini berdasarkan ketersediaan area bahan baku dan transportasi yang berdekatan dengan pelabuhan. Pabrik ini membutuhkan tenaga kerja sebanyak 205 karyawan baik staf maupun *shift* dan akan beroperasi selama 330 hari/tahun atau 24 jam/hari.

Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, sifat bahan baku, dan produk maka pabrik sikloheksana dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini termasuk pabrik beresiko tinggi. Berdasarkan hasil analisis ekonomi dari prarancangan pabrik sikloheksana diperoleh persentase *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak yaitu 86,51%, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 1,04 tahun, *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) 57,77%, *Break Even Point* (BEP) yaitu 42,72%, sedangkan *Shut Down Point* (SDP) 32,82%. Analisis tersebut menunjukkan hasil yang baik sehingga dapat disimpulkan bahwa pabrik ini menarik untuk dikaji lebih lanjut.

Kata Kunci: Sikloheksana; Proses Hidrogenasi Benzena; *Fixed Bed Multitube*

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Indonesia mengalami peningkatan penduduk sehingga kebutuhan akan energi yang harus dipenuhi juga mengalami peningkatan. Oleh karena itu diperlukan pengembangan sektor ekonomi dan teknologi dalam rangka pemenuhan kebutuhan tersebut. Pendirian pabrik kimia merupakan salah satu solusi untuk pemenuhan kebutuhan penduduk.

Salah satu yang dibutuhkan di Indonesia adalah pendirian pabrik sikloheksana, karena berdasarkan pertimbangan sikloheksana merupakan bahan penting yang dimanfaatkan dalam pembuatan banyak produk seperti kaprolaktam yang merupakan produk intermediat untuk nilon 6, *adipic acid* yang digunakan untuk bahan baku nilon 6,6, dan sebagai pelarut untuk banyak bahan (minyak, selulosa, lemak, dll) dalam reaksi oksidasi (Thomas J. *et al*, 2016).

Sikloheksana dapat diproduksi dengan cara hidrogenasi benzena yang memanfaatkan bahan berupa benzena dan hidrogen. Benzena merupakan senyawa aromatis hidrokarbon dengan rumus molekul C_6H_6 yang memiliki bentuk cincin tunggal. Benzena merupakan produk setengah jadi (bahan *intemediate*) yang biasanya digunakan dalam industri sebagai bahan baku dalam pembuatan beberapa produk seperti stirena, anilin, sikloheksana, fenol, klorobenzena, dan alkilbenzena (Finlayson *et al.*, 2016).

Sikloheksana dengan rumus molekul C_6H_{12} berfase cair pada suhu ruangan dan tekanan atmosfer. Produk berupa sikloheksana ini digunakan dalam resin, dalam nilon 6, dan film. Sedangkan 7-9% sikloheksana digunakan sebagai pelarut (Farida, 2017).

Pembangunan industri pada suatu negara semakin berkembang sehingga selalu dilakukan reformasi dalam proses produksi agar produk yang dihasilkan lebih banyak dengan proses pembuatan yang lebih efisien. Selain itu pendirian pabrik kimia juga menjadi penyumbang pendapatan terbesar dari sektor industri untuk meningkatkan pertumbuhan ekonomi, dapat menciptakan lapangan

pekerjaan, mengurangi ketergantungan Indonesia akan impor dari negara lain, serta dapat menghemat devisa negara.

Selain untuk memenuhi kebutuhan negara sendiri, pendirian pabrik sikloheksana juga dapat diproyeksikan untuk memenuhi kebutuhan atau dapat dilakukan ekspor untuk negara-negara yang membutuhkan sikloheksana seperti China, Thailand, Korea, Taiwan, dan beberapa negara di Asia.

I.2. Tinjauan Pustaka

I.2.1. Dasar Reaksi

Sikloheksana adalah senyawa yang tidak berwarna, memiliki bau seperti benzena, dan tingkat toksisitas yang rendah. Sikloheksana digunakan sebagai pelarut non polar pada industri kimia, selain itu juga dapat menjadi bahan mentah untuk pembuatan asam adipat dan kaprolaktam (Kaffah, 2020).

Benzena merupakan senyawa hidrokarbon aromatik yang tidak mempunyai warna, memiliki sifat *toxic*, dan dapat mencemari lingkungan sekitar. Benzena dapat mencemari lingkungan jika kadarnya tinggi sehingga mengganggu kesehatan (Bestari, 2019).

Proses pembuatan sikloheksana dapat dilakukan dengan dua proses reaksi, yaitu:

a. Proses Hidrogenasi Benzena

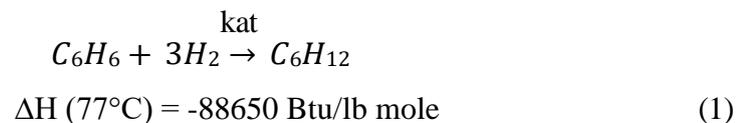
Hidrogenasi merupakan suatu reaksi masuknya atom hidrogen ke dalam suatu senyawa, di mana pada hidrogenasi organik terjadi penambahan hidrogen secara langsung pada ikatan rangkap dari molekul tidak jenuh sehingga menghasilkan suatu produk yang jenuh. Reaksi hidrogenasi dapat juga berlanjut dengan reaksi hidrogenolis yang mana hidrogen akan memecah rantai senyawa organik seperti pemecahan rantai *cellulose* menjadi senyawa-senyawa turunannya yang mempunyai rantai lebih pendek, reaksi hidrogenolis ini biasanya terjadi pada saat proses *cracking* di kilang-kilang minyak.

Ada berbagai proses hidrogenasi, salah satunya adalah reaksi hidrogenasi benzena menjadi sikloheksana. Sikloheksana dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan nilon, pelarut selulosa, dan dapat juga digunakan sebagai pembersih cat

atau vernis. Proses hidrogenasi benzena dapat berlangsung selama beberapa jam. Hal ini karena reaksi berjalan lambat. Proses hidrogenasi berlangsung tanpa adanya reaksi samping, tetapi jika temperatur operasi cukup tinggi misal di atas 660°F maka akan dihasilkan produk samping atau terjadi *cracking*. Pada umumnya hidrogenasi benzena dapat dilakukan pada suhu yang agak tinggi dengan menggunakan katalis nikel, tembaga, dan cobalt.

Proses produksi sikloheksana pada hidrogenasi benzena ini menggunakan reaktor *fixed bed multitube*, sedangkan bahan yang digunakan yaitu benzena dan hidrogen. Reaksi berlangsung pada temperatur 130°C-190°C dengan tekanan 1 atm. Perbandingan ratio mol benzena dan hidrogen yaitu 1:3, di mana reaksi berlangsung secara stoikiometris.

Reaksi hidrogenasi benzena relatif sederhana pengoperasiannya. Reaksi hidrogenasi benzena menjadi sikloheksana pada fasa uap yaitu:



Secara komersial proses hidrogenasi benzena biasanya berlangsung pada tekanan antara 300 – 500 psig, suhunya berkisar antara 300°F – 500°F, dan benzena yang terdapat dalam kesetimbangan dengan produk kira-kira 0,01% (A. Roesyadi, 2004).

b. Proses Fraksinasi Minyak Mentah

Proses ini memanfaatkan minyak mentah (*crude oil*) sebagai bahan baku utama pembuatannya. Produk berupa sikloheksana didapatkan dari pengolahan minyak bumi yang difraksinasi dengan cara distilasi fraksional sehingga didapatkan fraksi ringan seperti C5 atau yang lebih ringan, fraksi menengah (seperti benzena, metil siklopentana, dan sikloheksana), dan fraksi berat seperti C7 atau yang lebih berat. Akan tetapi pembuatan sikloheksana dengan proses ini memiliki kekurangan karena hasil yang didapatkan kemurniannya rendah dan apabila kemurniannya ditingkatkan hasil yang didapat lebih sedikit (Davison et al., 1968).

Benzena akan dilakukan pemisahan dengan komponen lain melalui kolom distilasi dengan penambahan hidrogen sehingga akan terbentuk produk jadi berupa

sikloheksana. Pada proses ini kondisi operasinya yaitu suhu sebesar 80°C dengan tekanan 5 atm dan konversi benzena yang dihasilkan mencapai 85% (Mc. Ketta, 1917).

1.2.2. Pemilihan Proses

Perbandingan antara proses hidrogenasi benzena dan proses fraksinasi minyak mentah dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel I.1 Perbandingan Proses Hidrogenasi Benzena dan Proses Fraksinasi Minyak Mentah

	Jenis Reaktor	Suhu Operasi	Tekanan	Konversi	Proses
Hidrogenasi Benzena	<i>Fixed Bed Multitube</i>	$130-190^{\circ}\text{C}$ (suhu dalam reaktor)	1 atm	99%	Kontinyu
Fraksinasi Minyak Bumi	-	$75-85^{\circ}\text{C}$ (suhu dalam distilasi fraksional)	5 atm	85%	Kontinyu

Adapun keunggulan dan kekurangan dari kedua proses pembuatan sikloheksana dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel I.2 Keunggulan dan Kekurangan Proses Pembuatan Sikloheksana

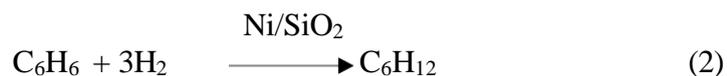
	Hydrogenasi Benzena	Fraksinasi Minyak Mentah
Keunggulan	<ol style="list-style-type: none"> 1. Konversi yang didapatkan dari reaksi benzena mencapai 99,9%. 2. Produk memiliki kemurnian yang lebih tinggi. 3. Proses relatif lebih sederhana. 	Proses reaksi tidak memerlukan katalis sehingga waktu untuk regenerasi juga tidak diperlukan, hal tersebut berpengaruh pada biaya investasi menjadi lebih rendah.
Kekurangan	Agar terjadinya reaksi pada proses diperlukan katalis sehingga perlu waktu untuk regenerasi dan biaya investasi lebih tinggi.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Konversi yang didapat dari reaksi ini hanya sekitar 85%. 2. Proses berlangsung lebih rumit karena menggunakan <i>crude oil</i> (minyak mentah) yang memerlukan proses pemisahan terlebih dahulu.

Dari keunggulan dan kekurangan yang telah dipaparkan di atas, proses hidrogenasi memiliki banyak kelebihan dibandingkan dengan fraksinasi minyak mentah. Oleh karena itu, prarancangan pabrik sikloheksana akan didirikan dengan memilih proses hidrogenasi benzena yang diharapkan mampu mencukupi kebutuhan sikloheksana dalam negeri maupun luar negeri.

I.3. Tinjauan Kinetika Reaksi dan Termodinamika

I.3.1. Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika pada reaksi hidrogenasi benzena menjadi sikloheksana menggunakan model *Langmuir-Hinshelwood*, yaitu sebagai berikut:



Kondisi Operasi:

Suhu : 130°C

Tekanan : 1 atm

Orde reaksi : 0 (orde nol)

Konversi : 99,19%

Persamaan kinetik dari reaksi di atas dapat dilihat pada (Peyrovi et al., 2018) yaitu:

$$r = \frac{kK_H P_H K_{Bz} P_{Bz}}{(1 + K_H^{1/2} P_H^{1/2} + K_{Bz} P_{Bz})^3}$$

Keterangan :

K_H dan K_{Bz} = Konstanta kesetimbangan

P_{Bz} = Tekanan parsial Benzena

P_{H_2} = Tekanan parsial Hidrogen

k = Kecepatan reaksi

Mencari nilai K_H dan K_{Bz} dengan asumsi konstan adsorpsi mengikuti persamaan *Van't Hoff*:

Dengan data:

$$A_{Bz} = 13 \text{ atm}^{-1}$$

$$A_{H_2} = 4,7 \times 10^{-18} \text{ atm}^{-1}$$

$$\Delta H_{\text{ads-Bz}} = -3,6 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{\text{ads-H}_2} = -12,7 \text{ kJ/mol}$$

Maka diperoleh nilai K_H sebesar $4,718 \times 10^{-18}$ dan nilai K_{Bz} sebesar 13,0140.

Mencari nilai k berdasarkan persamaan Arrhenius:

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

Menggunakan data:

$$A = 1,1 \text{ mol/g.s}$$

$$E_a = 2400 \text{ J/mol}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

$$T = 130^\circ\text{C} = 403,15 \text{ K}$$

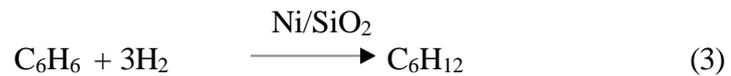
$$M_r \text{ C}_6\text{H}_{12} = 84 \text{ g/mol}$$

Maka, hasil persamaan kinetik di atas yaitu sebesar 2,2517 (Peyrovi et al., 2018).

I.3.2. Tinjauan Termodinamika

1. Panas Reaksi (ΔH_r)

Panas reaksi (ΔH_r) dibutuhkan guna menentukan sifat reaksi termasuk reaksi endotermis atau eksotermis. Dasar untuk perhitungan dari panas reaksi (ΔH_r) antara benzena dan hidrogen yaitu:



Untuk menentukan sifat reaksi berlangsung secara eksotermis atau endotermis diperlukan perhitungan dengan panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada tekanan 1 atm dan suhu 298 K pada reaktan dan produk.

$$\Delta H_{298\text{K}} = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta h_{\text{reaktan}}$$

Adapun untuk harga ΔH_f° pada masing-masing komponen dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel I.3 Harga ΔH_f° Tiap Komponen

Komponen	H ₂	C ₆ H ₆	C ₆ H ₁₂
ΔH_f° (kJ/mol)	0	49,080	-156,230

(Smith et al., 2018)

Jika $\Delta H = (-)$ reaksi bersifat eksotermis

Jika $\Delta H = (+)$ reaksi bersifat endotermis

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{R_{298.15\text{K}}} &= \Delta H^\circ_{f\text{produk}} - \Delta H^\circ_{f\text{reaktan}} \\ &= \Delta H^\circ_{f\text{C}_6\text{H}_{12}} - (\Delta H^\circ_{f\text{C}_6\text{H}_6} + \Delta H^\circ_{f\text{H}_2}) \\ &= -156,230 - (49,080 + 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -205,31 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan di atas, maka reaksi akan berlangsung secara eksotermis dan juga menghasilkan panas.

2. Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

Harga ΔG°_f untuk masing-masing komponen dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Tabel I.4 Harga ΔG°_f Tiap Komponen

Komponen	H ₂	C ₆ H ₆	C ₆ H ₁₂
ΔG°_f (kJ/mol)	0	124,520	26,850

(Smith et al., 2018)

$$\begin{aligned}\Delta G_{298,15K} &= \Delta G^{\circ}_f \text{ produk} - \Delta G^{\circ}_f \text{ reaktan} \\ &= \Delta G^{\circ}_f \text{ C}_6\text{H}_{12} - (\Delta G^{\circ}_f \text{ C}_6\text{H}_6 + \Delta G^{\circ}_f \text{ H}_2) \\ &= 26,850 - (124,520 + 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -97,67 \text{ kJ/mol } 10^{-3}\end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan di atas nilai ΔG° yang diperoleh < 0 , artinya reaksi dapat berlangsung.

Harga konstanta kesetimbangan pada keadaan standar

$$\Delta G = -R.T.\ln K_{298}$$

$$\ln K_{298} = \frac{-\Delta G}{-R.T}$$

$$\ln K_{298} = \frac{-97,67 \times 10^3}{-8,314 \times 298}$$

$$\ln K_{298} = 39,42166$$

$$K_{298} = 1,3201 \times 10^{17}$$

Harga K_{operasi} pada suhu $130^{\circ}\text{C} = 403,15 \text{ K}$ dapat dihitung sebagai berikut.

$$\ln \frac{K_{403,15}}{K_{298}} = \frac{\Delta G}{-R} \times \frac{T - T_{\text{reff}}}{T \times T_{\text{reff}}}$$

$$\ln \frac{K_{403,15}}{K_{298}} = \frac{-97,67 \times 10^3}{-8,314} \times \frac{403,15 - 298}{403,15 \times 298}$$

$$\ln \frac{K_{403,15}}{K_{298}} = 10,281998$$

$$\frac{K_{403,15}}{K_{298}} = \exp 10,281998$$

$$\frac{K_{403,15}}{K_{298}} = 29202,16213$$

$$K_{403,15} = 3,85498 \times 10^{21}$$

Karena nilai K sangat besar maka reaksi yang terjadi *irreversible*.

I.4. Kegunaan Produk

Secara umum sikloheksana dapat digunakan untuk beberapa hal, yaitu:

1. Digunakan sebagai pelarut non polar.
2. Digunakan sebagai pelarut selulosa, lemak, dan karet.
3. Digunakan sebagai bahan baku produksi asam adipat untuk memproduksi nilon 66.
4. Digunakan sebagai bahan baku produksi kaprolaktam untuk memproduksi nilon 6.

I.5. Penentuan Kapasitas Pabrik

I.5.1. Data Impor

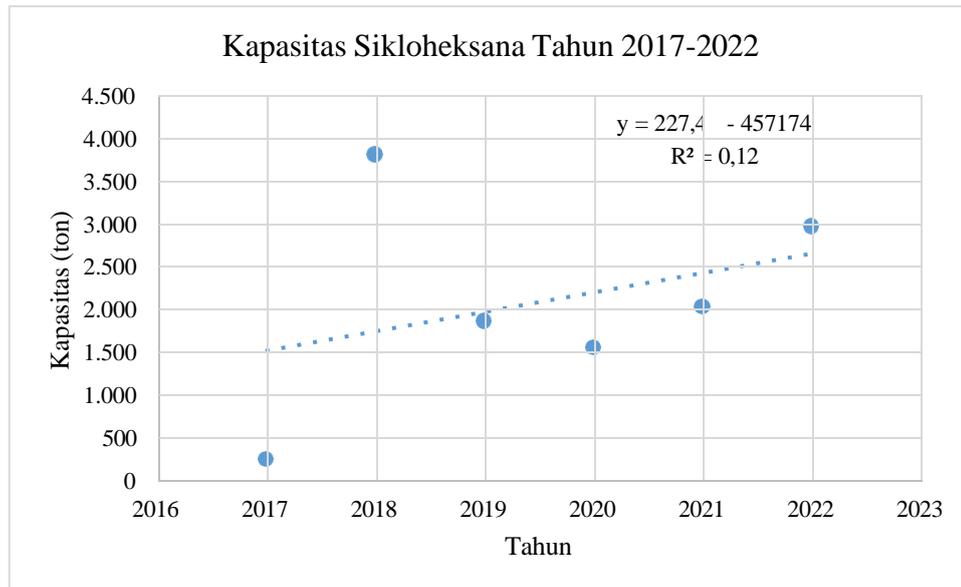
Kebutuhan Indonesia akan sikloheksana selama ini masih cukup tinggi. Dikarenakan belum adanya pabrik yang berdiri di Indonesia. Oleh karena itu, untuk mencukupi kebutuhan perlu dilakukan impor dari beberapa negara. Kebutuhan rata-rata data impor sikloheksana yang didapatkan pada BPS (Badan Pusat Statistik) pada rentang tahun 2017-2022 dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel I.5 Data Impor Sikloheksana di Indonesia

No	Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	2017	260.020
2	2018	3.842.375
3	2019	1.869.703
4	2020	1.564.438
5	2021	2.044.038
6	2022	2.981.181

Sumber: <https://www.bps.go.id> Tahun 2017-2022.

Dapat dilihat dari data yang didapatkan pada Tabel I.11 bahwa apabila pabrik direncanakan akan dibangun pada 2027, maka perkiraan kapasitas yang akan digunakan dapat dilihat dari persamaan regresi linier yang didapatkan. Pada Tabel I.11 dapat digambarkan grafik hubungan antara tahun impor dengan jumlah data sikloheksana impor yang dilakukan. Hubungan dapat dilihat dari grafik yang tertera berikut.



Gambar I.1 Grafik Kebutuhan Sikloheksana di Indonesia Berdasarkan

grafik di atas didapatkan nilai regresi linier $y = 227,4x - 457174$. Pabrik sikloheksana ini akan dibangun pada 2027 dengan pertimbangan data BPS pada tahun 2017-2022 dapat ditentukan kapasitas pabrik sikloheksana dengan cara menghitung regresi linier dengan persamaan:

$$y = 227,4x - 457174$$

$$y = (227,4 * 2027) - 457174$$

$$y = 3765,8$$

Dari hasil penghitungan kapasitas di atas, kebutuhan sikloheksana di Indonesia sebesar 3765,8 ton pada tahun 2027. Dapat dilihat dari grafik bahwa kebutuhan sikloheksana setiap tahunnya naik dan turun. Oleh karena itu, tingginya impor yang dilakukan dapat melatarbelakangi perlunya pembangunan pabrik di Indonesia. Dengan perencanaan pembangunan pabrik dengan kapasitas sebanyak 30.000 ton/tahun diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi kebutuhan impor sikloheksana.

I.5.2. Jumlah Kebutuhan Produk

Untuk konsumsi sikloheksana di dunia dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel I.6 Data Konsumsi Sikloheksana di Asia Tenggara

No	Negara	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	China	21,914
2.	Jepang	32.893,05
3.	Thailand	3.303,326
4.	Philippines	43,978
5.	India	13.685,223
Total		49.957,491

Sumber. UN Data, 2021

Dari tabel di atas dapat disimpulkan bahwa untuk beberapa negara di Asia Tenggara menjadi pusat konsumsi utama sikloheksana. Diperkirakan total jumlah kebutuhan negara-negara di kawasan ASEAN tersebut sebesar 49.957,491 ton/tahun.

I.5.3. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri

Produksi sikloheksana di dunia terletak di berbagai wilayah yaitu Eropa dan Amerika Serikat. Pada wilayah Eropa terdapat 20 industri dan untuk wilayah Amerika Serikat terdapat 5 industri yang bisa dilihat pada tabel berikut.

Tabel I.7 Data Perusahaan Sikloheksana di Wilayah Eropa

No	Lokasi	Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
1.	Cherkassy, Ukraina	Azot Cherkassy	60.000
2.	Ludwigshafen, Jerman	BASF	130.000
3.	Strazske, Slovakia	Cenon	90.000
4.	Huelva, Spanyol	CEPSA	180.000
5.	Antwerp, Belgium	Fina Antwerp Olefins	110.000
6.	Grodno, Belarusia	Grodno Azot	80.000
7.	Hamburg, Jerman	Holborn Europa Raffinerie	65.000
8.	Kemerove, Rusia	Kemerovo Azot	155.000
9.	Togliatti, Rusia	Kuibyshevazot	120.000
10.	Burgas, Bulgaria	Lukoil Neftochim Burgas	50.000
11.	Plock, Polandia	PKN Orlen	120.000
12.	Rivne, Ukraina	Rivneazot	30.000
13.	Shchekino, Rusia	Schekinoazot	65.000

No	Lokasi	Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
14.	Pulawy, Polandia	ZA Pulawy	60.000
15.	Tarnow, Polandia	ZA Tarnowie Moscicach	35.000

Sumber: Icis.com

Tabel I.8 Data Perusahaan Sikloheksana di Wilayah Amerika

No	Lokasi	Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
1.	Port Arthur, Texas	Chevron philips chemical	415.000
2.	Corpus Christi, Texas	Citgo refining & chemicals	120.000
3.	Sweeny, Texas, Borger, Texas	Conoco phillips	340.000 120.000
4.	Beaumont, Texas	Exxon Mobil	190.000
5.	Port Arthur, Texas Corpus Christi, Texas	Flint Hills Resources	310.000 75.000

Sumber: Icis.com

Berdasarkan data industri sikloheksana di wilayah Eropa dan Amerika Serikat untuk kapasitas minimum sebesar 30.000 ton/tahun yang terdapat pada perusahaan Rivneazot yang bertempat di Rivne, Ukraina. Adapun untuk kapasitas maksimum sebesar 415.000 ton/tahun yang terdapat pada perusahaan Chevron Phillips Chemical yang berlokasi di Port Arthur, Texas.

Adapun dengan pertimbangan kapasitas pabrik yang sudah berdiri, jumlah impor, kapasitas pabrik, dan proyeksi kebutuhan sikloheksana ke depan dapat disimpulkan bahwa perlunya pendirian pabrik sikloheksana di Indonesia pada tahun 2027 dengan kapasitas 30.000 ton/tahun dengan tujuan memenuhi kebutuhan sikloheksana di Indonesia dan mengurangi angka impor sikloheksana.

I.6. Pemilihan Lokasi

Penentuan lokasi pabrik merupakan suatu hal yang sangat utama yang harus ditentukan sebelum menentukan langkah selanjutnya. Lokasi pabrik yang dipilih sangat mempengaruhi perkembangan pabrik selanjutnya. Lokasi yang strategis dapat menjadikan pengeluaran lebih ekonomis. Sehingga pabrik sikloheksana ini

direncanakan dibangun di kawasan industri Krakatau *Steel*, Cilegon, Banten. Faktor-faktor pendukung didirikannya pabrik di kawasan ini, yaitu:

1. Sumber Bahan Baku

Pada produksi sikloheksana, bahan baku yang diperlukan adalah benzena dan hidrogen dengan menggunakan proses hidrogenasi. Benzena dan hidrogen yang digunakan diambil dari pabrik terdekat dari kawasan Industri Krakatau *Steel*, Cilegon, Banten. Bahan dasar benzena didapatkan dari PT. Pertamina (Persero) *Refinery Unit IV* Cilacap, Jawa Tengah dengan kapasitas sebanyak 120.000 ton/tahun (www.pertamina.com). Sedangkan hidrogen didapatkan dari PT. *Air Liquide*, Cilegon, Banten dengan kapasitas produksi 15.000 Nm³/jam (www.id.airliquide.com).

2. Pemasaran

Sikloheksana dapat digunakan sebagai bahan *intermediate* yaitu asam adipat dan kaprolaktam dalam memproduksi nilon 66 dan nilon 6. Selain itu sikloheksana juga dapat digunakan sebagai pelarut non polar. Karena daerah kawasan industri ini sangat strategis sehingga dapat dengan mudah untuk dipasarkan di industri pulau Jawa, Sumatra, dan Kalimantan.

3. Utilitas

Daerah industri Krakatau *Steel* berada di kawasan Cilegon, Banten. Daerah ini merupakan kawasan industri yang sudah terdapat banyak fasilitas yang memadai. Untuk pasokan air diperoleh dari PT. Krakatau Tirta Industri. Adapun pasokan listrik didapatkan dari gardu listrik utama pada daerah industri ini.

4. Sarana Transportasi

Fasilitas transportasi pada industri ini sangat mudah karena letak pabrik yang sangat strategis. Hal ini dapat dilihat dari akses yang sangat mudah melalui jalur darat dekat dengan jalan tol Tangerang-Merak dan jalur laut dekat dengan pelabuhan Cigading.

5. Tenaga Kerja

Pemenuhan tenaga kerja dapat meliputi tenaga kerja ahli, terdidik, terampil, dan tenaga kerja kasar. Adapun pemenuhan tenaga kerja tersebut bisa didapatkan dari luar lokasi pabrik maupun sekitar lokasi pabrik, menyesuaikan dengan tenaga

ahli yang dibutuhkan. Karena banyaknya industri yang berada di kawasan tersebut dapat mempermudah pula untuk mencari tenaga ahli.

6. Keadaan Lingkungan Masyarakat

Masyarakat di sekitar industri ini merupakan faktor yang sangat berpengaruh di kawasan industri Krakatau *Steel*, Cilegon, Banten. Letak kawasan ini sudah dipenuhi banyak pabrik, sehingga sudah terdapat penataan kawasan dan cukup banyak fasilitas-fasilitas penunjang yang sangat memadai.

BAB II URAIAN PROSES

II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku benzena (C₆H₆) yang didapatkan dari PT. Pertamina (Persero) *Refinery Unit IV Cilacap*, Jawa Tengah yang memiliki kemurnian 99,9% berat dan hidrogen (H₂) dengan kemurnian 99,9995% berat dengan temperatur 30°C dan tekanan 1 atm yang sebelumnya dinaikkan suhunya pada *Heat Exchanger* (HE-01) didapatkan dari PT. *Air Liquide*, Cilegon yang ditransferkan melalui pipa.

Benzena (C₆H₆) dalam fase cair ditransferkan ke tangki penyimpanan (T-01) dengan tekanan 1 atm dan temperatur 30°C. Setelah itu, benzena pada tangki penyimpanan dipompakan menggunakan pompa (P-01) menuju *Vaporizer* (VP) untuk merubah fase dari cair menjadi gas. Pada *Vaporizer*, benzena akan mengalami proses penguapan dan berubah menjadi fase gas dengan temperatur 80,1142°C dengan tekanan 1 atm yang kemudian masuk ke *Separator* (SP) untuk pemisahan fase cair menjadi fase gas dengan kondisi operasi 1 atm. Benzena yang masih berupa fase cair di-*recycle* ke dalam *Vaporizer* dan benzena yang teruapkan akan ditransfer menuju ke *Heat Exchanger* (HE-02) yang berfungsi untuk menaikkan temperaturnya menjadi 130°C, kemudian diumpankan menuju reaktor.

II.2. Tahap Pembentukan Produk

Pada tahap pembentukan produk, reaksi yang terjadi dalam reaktor yaitu:



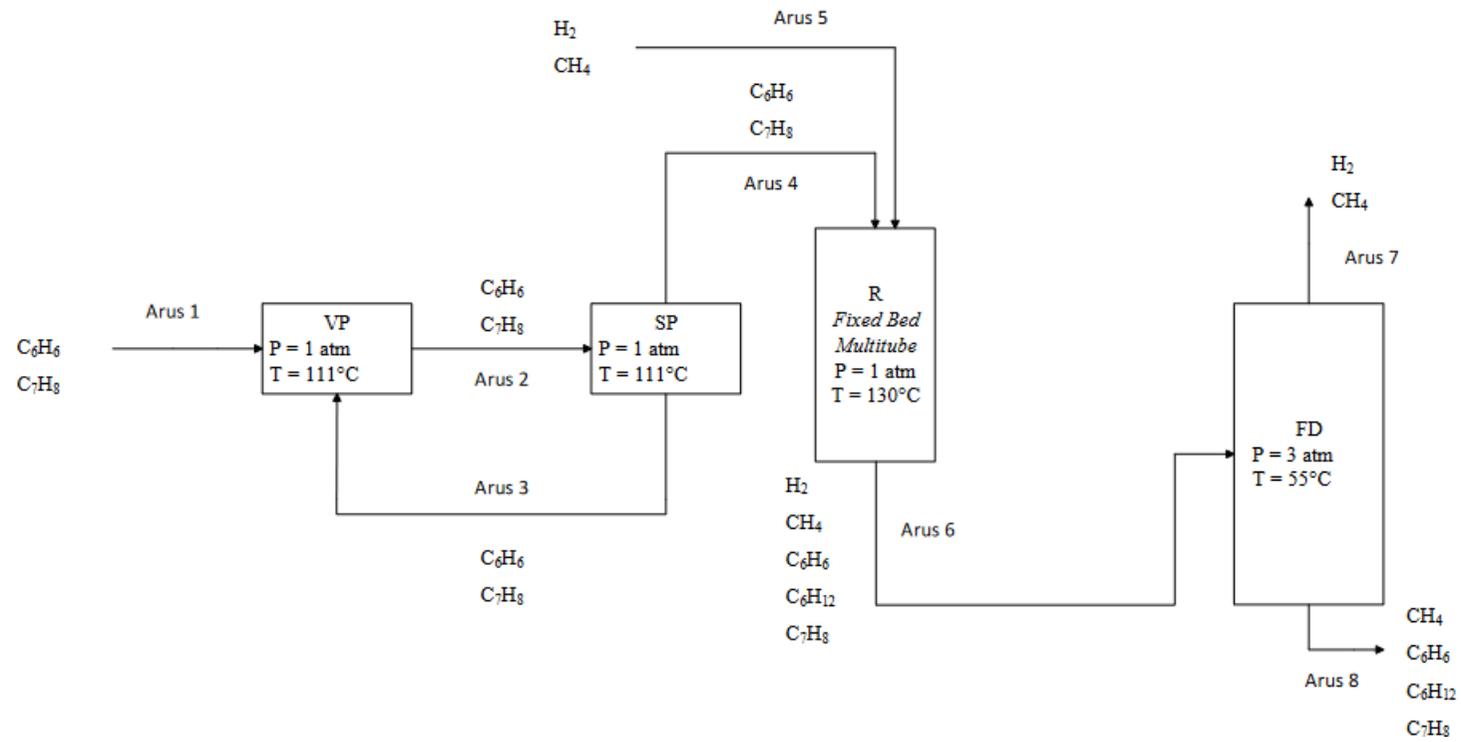
Setelah menyiapkan bahan baku, bahan tersebut diumpankan menuju bagian *tube* reaktor *Fixed Bed Multitube* yang beroperasi secara isothermal dan non adiabatis. Reaksi yang terjadi dalam reaktor harus tetap dalam temperatur optimum. Di dalam reaktor akan terjadi reaksi pembentukan sikloheksana bersama katalis nikel yang diimbangkan dengan SiO₂ (Ni/SiO₂) pada suhu operasi yaitu sebesar 130°C dan tekanan 1 atm. Sebanyak 99,19% dari yang diumpankan ke reaktor benzena yang bereaksi, reaksi berlangsung secara eksotermis (akan melepaskan

panas sehingga dapat menaikkan temperatur pada reaktor). Kemudian panas dari hasil reaksi ini akan diserap melalui media pendingin *Downtherm A* dengan rentang suhu operasi 15-400°C dan titik didihnya sebesar 257°C yang dialirkan di dalam *Shell*. Produk yang dihasilkan dari reaktor ini berupa gas yang meliputi sikloheksana, benzena, toluena, hidrogen dan metana.

II.3. Tahap Pemisahan Produk

Produk keluaran dari reaktor dialirkan melalui *Cooler* 01 (CL-01) untuk didinginkan suhunya lalu dinaikkan tekanannya menggunakan pompa sebelum masuk ke *Flash Drum* (FD-01). Kondisi operasi pada FD-01 yaitu temperatur 55°C dengan tekanan 3 atm yang berfungsi untuk memisahkan fase gas dan fase cair yang keluar dari R-01. Hasil atas dari FD-01 yang berupa fase gas yaitu hidrogen dan metana akan dibuang menjadi limbah, sedangkan hasil bawah dari FD-01 yang berupa fase cair yaitu sikloheksana dan benzena akan dialirkan menuju tangki penyimpanan hasil (T-03) melalui *Cooler* (CL-02) yang berfungsi untuk menurunkan suhu sebelum masuk ke dalam tangki penyimpanan hasil (T-03).

II.4. Diagram Alir Kualitatif



Gambar II.1 Diagram Alir Kualitatif

BAB III

SPESIFIKASI BAHAN

III.1. Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi bahan baku terdiri dari beberapa bahan yang terdapat di dalamnya di antaranya ada benzena dan hidrogen. Dalam bahan baku terdapat sifat dari bahan tersebut yaitu sifat fisis.

a. Benzena

Benzena yang merupakan bahan dasar yang diambil dari PT. Pertamina (Persero) Refinery Unit IV Cilacap, Jawa Tengah. Adapun spesifikasi benzena seperti tertera pada Tabel III.1.

b. Hidrogen

Hidrogen yang merupakan bahan baku diambil dari PT. *Air Liquide*, Cilegon, Banten. Adapun spesifikasi bahan tersebut tertera pada Tabel III.1

Tabel III.1 Sifat Fisis Bahan Baku

Sifat Fisis	Benzena	Toluena	Hidrogen	Metana
Wujud/fasa	Cair	Cair	Gas	Gas
Rumus Molekul	C ₆ H ₆	C ₇ H ₈	H ₂	CH ₄
Berat Molekul	78 g/gmol	92,14 g/gmol	2 g/gmol	16 g/gmol
Titik Didih	80,09°C	110,63°C	-252,77°C	-161,49°C
Titik Beku	5,53°C	-95°C	-259,2°C	-182°C
Critical temperature	288,9°C	318,64°C	-239,97°C	-82,57°C
Critical Pressure	48,31 atm	40,52 atm	12,95 atm	45,44 atm
Massa Jenis	0,873 g/ml	0,865 g/ml	-	-
Massa Jenis Kritis	0,3017 g/cm ³	0,2918 g/cm ³	0,0314 g/cm ³	0,1616 g/cm ³
Viskositas (25°C)	0,606 centipoise	0,548 centipoise	88,03 centipoise	110,72 centipoise
Flash point	-11,111°C	4,444°C	-253°C	-188°C
Fire point	-65°C	535°C	560°C	-
Kemurnian	99,9%	0,1%	99,9995%	0,0005%
Kelarutan dalam air (25°C)	0,188% atau 1,8 gr/L	0,47 gr/L	-	-
Pengotor	Toluena	-	Metana	-

(Carl L. Yaws, 1999)

III.2. Spesifikasi Bahan Pembantu

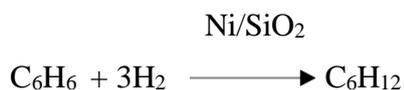
Pada proses pembuatan sikloheksana dengan menggunakan proses hidrogenasi benzena ini menggunakan bahan pembantu yaitu katalis. Adapun katalis yang digunakan yaitu (Ni/SiO₂) fungsi katalis ini yaitu untuk mempercepat reaksi akan tetapi tidak ikut bereaksi. Untuk spesifikasi katalis yang digunakan pada pembuatan sikloheksana tertera pada Tabel III.2.

Tabel III.2 Sifat Fisis Nikel (Ni/SiO₂)

Sifat Fisis	Nikel
Bentuk	Berbentuk Bola (<i>Spherical</i>)
Rumus Molekul	Ni
Warna	Abu-Abu
<i>Support</i>	SiO ₂
Densitas	8,908 g/cm ³
<i>Bulk Density</i>	0,614652 g/cm ³
Diameter	0,33528 cm
Porositas	0,931

III.3. Spesifikasi Produk

Produk sikloheksana ini dihasilkan dari adanya proses hidrogenasi benzena dengan bahan baku utama benzena dan hidrogen. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Tabel III.3 Sifat Fisis Sikloheksana

Sifat Fisis	Sikloheksana
Rumus Molekul	C ₆ H ₁₂
Fase (1 atm, 30°C)	Cair
Berat Molekul	84,162 g/gmol
Titik Beku	6,54°C
Titik Didih	80,72°C
Suhu Kritis	280,39°C
Tekanan Kritis	40,22 atm
Massa Jenis	0,773 g/mL
Densitas Kritis	0,2734 g/cm ³
Viskositas (25°C)	0,901 centipoise
Titik Nyala	-18°C
Titik Bakar	260°C

(Carl L. Yaws, 1999)

BAB IV NERACA MASSA

IV.1. Neraca Massa Alat

IV.1.1. Neraca Massa Vaporizer (VP-01)

Tabel IV.1 Neraca Massa *Vaporizer*

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 3	Arus 2
C ₆ H ₆	3509,4717	877,3679	4386,8396
C ₇ H ₈	3,5130	0,8782	4,3912
Subtotal	3512,9846	878,2462	4391,2308
Total	4391,2308		4391,2308

IV.1.2. Neraca Massa Separator (SP-01)

Tabel IV.2 Neraca Massa *Separator*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 2	Arus 3	Arus 4
C ₆ H ₆	4386,8396	877,3679	3509,4717
C ₇ H ₈	4,3912	0,8782	3,5130
Subtotal	4391,2308	878,2462	3512,9846
Total	4391,2308	4391,2308	

IV.1.3. Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel IV.3 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
H ₂	0,0000	269,9594	2,1867
CH ₄	0,0000	0,0270	0,0270
C ₆ H ₆	3509,4717	0,0000	28,4267
C ₆ H ₁₂	0,0000	0,0000	3748,8176
C ₇ H ₈	3,5130	0,0000	3,5130
Subtotal	3512,9846	269,9864	3782,9710
Total	3782,9710		3782,9710

IV.1.4. Neraca Massa Flash Drum (FD-01)

Tabel IV.4 Neraca Massa *Flash Drum*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
H ₂	2,1867	2,1867	0,0000
CH ₄	0,0270	0,0260	0,0010
C ₆ H ₆	28,4267	0,0000	28,4267
C ₆ H ₁₂	3748,8176	0,0000	3748,8176
C ₇ H ₈	3,5130	0,0000	3,5130
Subtotal	3782,9710	2,2127	3780,7583
Total	3782,9710	3780,7583	

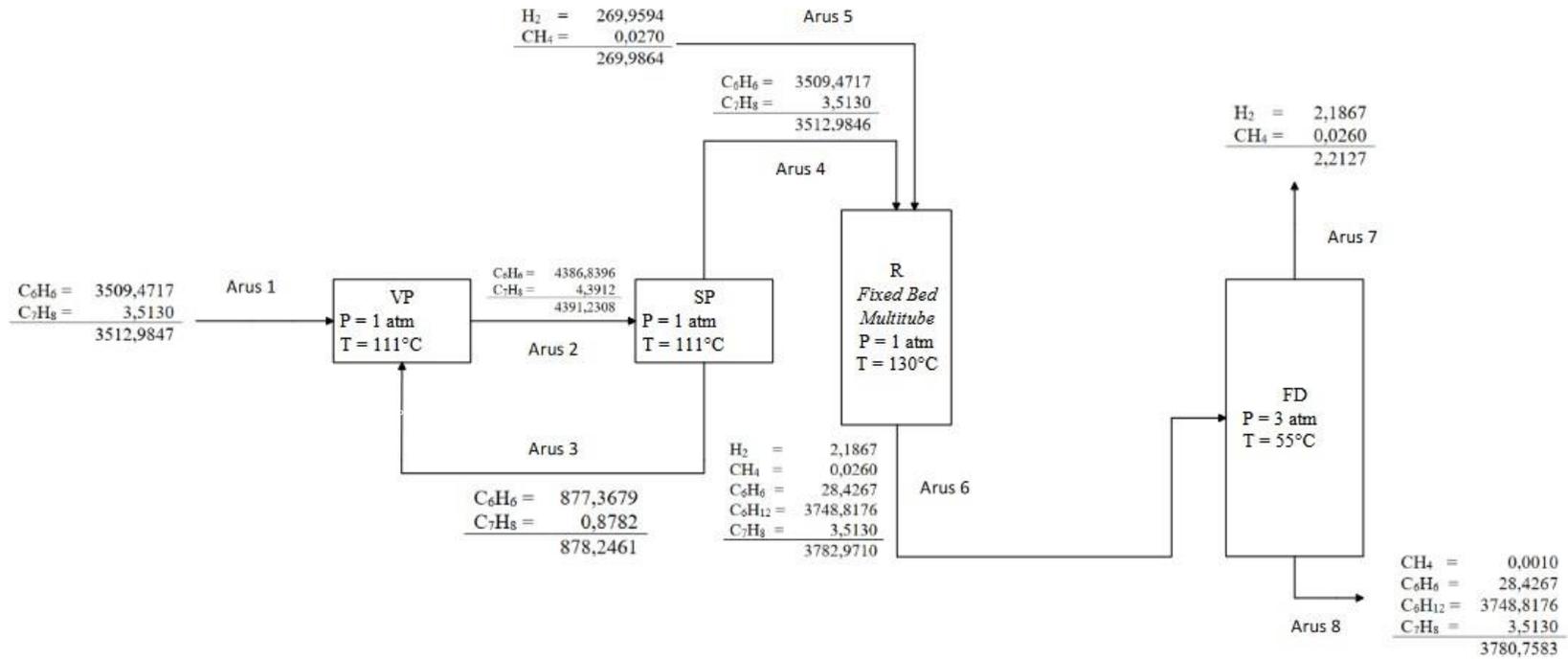
IV.2. Neraca Massa Total

Tabel IV.5 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 5	Arus 7	Arus 8
H ₂	0,0000	269,9594	2,1867	0,0000
CH ₄	0,0000	0,0270	0,0260	0,0010
C ₆ H ₆	3509,4717	0,0000	0,0000	28,4276
C ₆ H ₁₂	0,0000	0,0000	0,0000	3748,8176
C ₇ H ₈	3,5130	0,0000	0,0000	3,5130
Subtotal	3512,9846	269,9864	2,2127	3780,7583
Total	3782,9710		3782,9710	

IV.3. Diagram Alir Kuantitatif

Diagram alir kuantitatif adalah penggambaran proses pembuatan sikloheksana dari proses hidrogenasi benzena setiap arusnya dilengkapi dengan laju alir dalam satuan kg/jam dan bahan-bahan yang keluar tiap arus. Diagram alir kuantitatif dapat dilihat pada Gambar IV.1 berikut ini.



Gambar IV.1 Diagram Alir Kuantitatif

BAB V
NERACA PANAS

V.1. Neraca Panas Alat

V.I.1. Neraca Panas Vaporizer (VP-01)

Tabel V.1 Neraca Panas *Vaporizer*

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan 1	7,6582	0,0000
Q umpan 2	0,0074	0,0000
Q penguapan	0,0000	78,5583
Q pemanas	305902,1130	0,0000
Q keluar	0,0000	305831,2202
Total	305909,7785	305909,7785

V.I.2. Neraca Panas Separator (SP-01)

Tabel V.2 Neraca Panas *Separator*

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	409,9201	0,0000
Q produk atas	0,0000	6,7070
Q produk bawah	0,0000	403,2131
Total	409,9201	409,9201

V.I.3. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel V.3 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	375740,16	0,0000
Q reaksi	205404,60	0,0000
Q pendingin	0,0000	534343,03
Q produk	0,0000	46801,74
Total	581144,76	581144,76

V.I.4. Neraca Panas Flash Drum (FD-01)

Tabel V.4 Neraca Panas *Flash Drum*

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	143,1134	0,0000
Q produk atas	0,0000	135,8467
Q produk bawah	0,0000	7,2666
Total	143,1134	143,1134

V.I.5. Neraca Panas Heat Exchanger 01 (HE-01)

Tabel V.5 Neraca Panas *Heat Exchanger 01*

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	4641,7472	0,0000
Q produk	0,0000	98121,3808
Q pemanas	93479,6336	0,0000
Total	98121,3808	98121,3808

V.I.6. Neraca Panas Heat Exchanger 02 (HE-02)

Tabel V.6 Neraca Panas *Heat Exchanger 02*

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	201190,8841	0,0000
Q produk	0,0000	22463,2603
Q pemanas	-178727,8841	0,0000
Total	22463,2603	22463,2603

V.I.7. Neraca Panas Cooler 01 (CL-01)

Tabel V.7 Neraca Panas *Cooler 01*

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	3818779,2557	0,0000
Q produk	0,0000	724258,2635
Q pendingin	0,0000	3094520,9922
Total	3818779,2557	3818779,2557

V.I.8. Neraca Panas Cooler 02 (CL-02)Tabel V.8 Neraca Panas *Cooler* 02

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	52986,6842	0,0000
Q produk	0,0000	26382,25489
Q pendingin	0,0000	26604,4293
Total	52986,6842	52986,6842

BAB VI

SPESIFIKASI ALAT

VI.1. Tangki Penyimpanan

Tabel VI.1 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan

Keterangan	Tangki A	Tangki B	Tangki C
Kode alat	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan bahan baku hidrogen	Menyimpan bahan baku benzena	Menyimpan produk sikloheksana
Jenis	Berbentuk bola dengan pondasi beton	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>conical roof</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>conical roof</i>
Fase	Cair	Cair	Cair
Kapasitas	1588,1550 m ³	980,9498 m ³	1144.7064 m ³
Suhu desain	30°C	30°C	40°C
Tekanan desain	16,1666 atm	1 atm	1 atm
Spesifikasi :			
Diameter tangki	7,6925 m	4,572 m	4,572 m
Tinggi <i>head</i>	-	3,9595 in	3,9595 m
Tebal <i>head</i>	-	0,3864 in	0,3864 in
Tinggi total	-	5.4864 m	7,3152 m
Ketebalan <i>shell</i>	-	0,1875 in	0,2500 in
Bahan	<i>Stainlees Steel SA-283 C</i>	<i>Carbon steel SA-283 C</i>	<i>Carbon steel SA-283 C</i>
Jumlah	2	2	2

VI.2. Pompa

Tabel VI.2 Spesifikasi Alat Pompa

Keterangan	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04
Kode alat	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan C ₆ H ₆ dari T-01 menuju VP-01	Mengalirkan hasil reaktor (R-01) menuju CL-02	Mengalirkan hasil dari cooler menuju T-03	Mengalirkan hasil dari T-03 menuju pemasaran
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
<i>Impellar</i>	<i>Radial flow</i>	<i>Radial flow</i>	<i>Radial flow</i>	<i>Radial flow</i>
Laju alir massa	17,833 gpm	25,477 gpm	21,630 gpm	21,630 gpm

Keterangan	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04
Power pompa	0,5 Hp	2 Hp	1 Hp	0,5 Hp
Spesifikasi :				
D nominal	1,5438 in	1,7369 in	1,6482 in	1,6482 in
Sch	40	40	40	40
ID	2,067 in	2,067 in	2,067 in	2,067 in
<i>Flow area per pipe</i>	3,3539 in ²	3,3539 in ²	3,3539 in ²	3,3539 in ²
OD	2,38 in	2,38 in	2,38 in	2,38 in

VI.3. Vaporizer

Tabel VI. 3 Spesifikasi Alat *Vaporizer*

Keterangan	<i>Vaporizer</i>
Kode alat	VP-01
Fungsi	Memanaskan dan menguapkan umpan dengan menggunakan pemanas
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger Co-Current Flow</i>
Luas perpindahan panas (A)	156,4963 ft ²
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi:	
ID	0,634 in
OD	0,75 in
Rd	0,004045 jam.ft ² .°F
Fluida panas	<i>Steam</i>
Fluida dingin	<i>Light Organic</i>

VI.4. Separator

Tabel VI.4 Spesifikasi Alat *Separator*

Keterangan	<i>Separator</i>
Kode alat	SP-01
Fungsi	Memisahkan komponen uap dan cairan yang keluar dari R-01
Jenis	<i>Vertical Separator Single Stage</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Suhu	111°C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi:	
Volume	4,6603 ft ³
Diameter	36 inch
Tinggi	103,3003 inch
Tebal <i>shell</i>	0,1875 inch

Keterangan	Separator
Tebal <i>head</i>	0,1875 inch

VI.5. Heat Exchanger

Tabel VI.5 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

Keterangan	<i>Heat Exchanger-01</i>	<i>Heat Exchanger-02</i>
Kode alat	HE-01	HE-02
Fungsi	Menaikkan suhu umpan masuk reaktor dari 30°C sampai 130°C	Menaikkan suhu benzena dari 111°C keluaran separator hingga 130°C masuk ke dalam reaktor ke reaktor
Jenis	<i>Double Pipe Exchanger</i>	<i>Double Pipe Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>
Spesifikasi :		
ID	1,61 in	1,38 in
OD	1,90 in	1,66 in
A	73,804 ft ²	144,7780 ft ²
Rd	1,8522	0,0070
Fluida panas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
Fluida dingin	<i>Gases</i>	<i>Light Organic</i>

VI.6. Reaktor

Tabel VI.6 Spesifikasi Alat Reaktor

Keterangan	Reaktor
Kode alat	R-01
Fungsi	Mereaksikan benzena dan hidrogen menjadi sikloheksana
Jenis	<i>Fixed Bed Multitube</i>
Reaksi	Eksotermis
Suhu desain	130°C
Tekanan Desain	1 atm
Konversi	0,99
Spesifikasi :	
Diameter	1,761 m
Tinggi	5,601 m
Tebal <i>shell</i>	2,0983 in
Tebal <i>head</i>	2,0642 in
Banyak <i>tube</i>	1600 buah
Tebal isolator	0,2192 m
Pendingin :	
Jenis pendingin	<i>Downtherm A</i>
Suhu pendingin	15-400°C

Keterangan	Reaktor
Katalisator	Ni/SiO ₂
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	1

VI.7. Flash Drum

Tabel VI.7 Spesifikasi Alat *Flash Drum*

Keterangan	Flash Drum
Kode Alat	FD-01
Fungsi	Memisahkan 100% gas H ₂ dan CH ₄ keluaran Reaktor
Jenis	Tangki silinder tegak
Kondisi operasi :	
Fase	Cair
Temperatur	55°C
Tekanan	3 atm
Spesifikasi :	
Volume cairan	0,2365 m ³
Diameter	0,4 m
Tinggi	4,6184 m
Tebal tangki	0,0048 m
Bahan	SA-249 TP317
Bentuk <i>head</i>	Elipsoidal
Jumlah	1

VI.8. Cooler

Tabel VI.8 Spesifikasi Alat *Cooler*

Keterangan	Cooler-01	Cooler-02
Kode Alat	CL-01	CL-02
Fungsi	Mendinginkan produk keluaran FD-01 dari suhu 55°C menjadi 30°C	Mendinginkan keluaran FD-01 sebelum masuk ke tangki 03 dari suhu 80°C ke 40°C
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>
Spesifikasi :		
ID	0,4820 in	0,606 in
OD	0,7500 in	0,7500 in
A	3800,3680 ft ²	105,0760 ft ²
Rd	-0,0025 jam.ft ² .°F/Btu	-0,0188 jam.ft ² .°F/Btu
Fluida Panas	<i>Light Organics</i>	<i>Light Organics</i>
Fluida Dingin	<i>Water</i>	<i>Water</i>

VI.9. Expansion Valve

Tabel VI.9 Spesifikasi Alat *Expansion Valve*

Keterangan	<i>Expansion Valve</i>
Kode Alat	EV-01
Fungsi	Menurunkan tekanan produk keluaran FD-01
Jenis	<i>Globe Valve</i>
Laju alir massa	Cair
Temperatur	55°C
Pin	3 atm
Pout	1 atm
<i>Power motor</i>	0,33 Hp
Spesifikasi :	
D nominal	0,9082 in
OD	0,38 in
ID	2,067 in

BAB VII

UTILITAS

Unit utilitas adalah unit pendukung proses yang merupakan bagian penting penunjang berlangsungnya suatu proses dalam pabrik. Unit ini merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi berjalan sesuai yang diinginkan.

Adapun penyediaan utilitas pada pabrik ini, antara lain :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air (*Water Treatment System*)
2. Unit pembangkit *steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit pembangkit listrik (*Power Plant System*)
4. Unit penyedia bahan bakar
5. Unit pengolahan limbah
6. Unit penyediaan udara tekan
7. Unit laboratorium

VII.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

VII.1.1. Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, dan air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik sikloheksana ini sumber air yang digunakan berasal dari waduk nadra 12,2 km. Adapun penggunaan air sungai ini berdasarkan beberapa pertimbangan, yaitu:

1. Air waduk memiliki kontinuitas yang tinggi sehingga dapat menghindari kekurangan air
2. Pengolahan air waduk lebih mudah dan biaya pengolahan relatif murah

Air yang diperlukan pada lingkungan pabrik yang berasal dari air tawar digunakan untuk :

- a. Sebagai pemadam kebakaran (*hydrant*) dan alat-alat pemadam lain.
- b. Air umpan boiler (*Boiler Feed Water*)

Beberapa hal yang diperhatikan untuk penanganan air umpan *boiler* adalah sebagai berikut.

1. Zat-zat yang mudah korosi, seperti O_2 , H_2 , H_2S , dan NH_3
 2. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*)
 3. Zat yang menyebabkan *foaming*
- c. Air sanitasi dan rumah tangga (air untuk domestik)

Air sanitasi harus memenuhi kebutuhan kualitas tertentu.

- 1) Syarat fisika
 - Suhu : dibawah suhu udara
 - Warna : jernih
 - Rasa : tidak berasa
 - Bau : tidak berbau
- 2) Syarat kimia
 - Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut
 - Tidak mengandung bakteri

VII.1.2. Unit Pengolahan Air

Air yang diperoleh dari waduk nadra diolah terlebih dahulu sebelum digunakan untuk memenuhi kebutuhan pabrik agar mendapatkan air bersih. Tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut.

1. Clarifier

Pada *clarifier*, terjadi proses flokulasi proses ini merupakan penyatuan flok dari partikel yang sulit membentuk flok. Pada proses awal *raw material* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan kimia, yaitu:

- a. $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ (Tawas), penambahan ini akan menyebabkan terjadinya endapan yang disebut *flock*.
- b. Na_2CO_3 , berfungsi untuk zat penetralisasi.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel pada lainnya, kemudian $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ dan Na_2CO_3 akan diinjeksikan. Air baku dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* kemudian diaduk

menggunakan *agitator*. Air bersih akan keluar dari bagian pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di-*blowdown* secara berkala.

2. Penyaringan *Sand Filter*

Air yang keluar dari *clarifier* akan dimasukkan kedalam *sand filter* untuk menyaring partikel *solid* yang masih terbawa. Selanjutnya air yang telah melewati proses di *sand filter* akan ditampung di dalam bak penampungan air bersih. Air di dalam bak penampungan air bersih akan didistribusikan ke setiap bagian unit sesuai keperluannya.

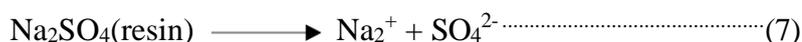
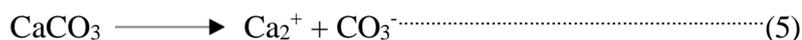
Untuk keperluan air proses pada pabrik akan berlangsung dengan cara mengalirkan dari bak penampungan menuju proses. Sedangkan air yang digunakan keperluan kantor, laboratorium, perumahan, poliklinik, kantin dan masjid air yang digunakan akan di tambahkan gas klorin untuk membunuh kuman.

3. Demineralisasi

Demineralisasi adalah proses penghilangan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* untuk memperoleh konduktivitas dibawah 0,3 ohm dan kandungan silika di bawah 0,2 ppm. Tujuan dari proses ini adalah mengalirkan air murni yang terbebaskan dari garam murni terlarut untuk digunakan sebagai air umpan *boiler*. Tahapan yang dilalui untuk proses pengolahan air *boiler*, yaitu :

a. *Cation Exchanger*

Cation Exchanger berisi resin pengganti kation. Kation yang terkandung yaitu kalsium, magnesium, natrium, potassium, mangan dan besi yang di ganti dengan ion H^+ sehingga air yang keluar dari *Cation Exchanger* ialah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Reaksi yang terkandung dalam *Cation Exchanger* :



Kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat dalam jangka waktu tertentu

Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

Anion Exchanger berfungsi untuk mengikat ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan adanya resain yang bersifat basa sehingga anion-anion seperti CO_3^{2+} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resain tersebut.

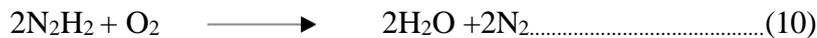
Reaksi:



c. *Deaerasi*

Deaerasi merupakan proses pembebasan air umpan *boiler* dari oksigen. Air yang sudah mengalami proses demineralisasi kemudian dipompakan menuju deaerator dan diinjeksikan hidrazin (N_2H_4) yang berfungsi sebagai pengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak pada *tube boiler*. Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagian air umpan *boiler*.

Reaksi :



VII.1.3. Kebutuhan Air

1. Air Pembangkit *Steam*

Kebutuhan air untuk pembangkit *steam* dapat dilihat pada tabel VII.1 berikut ini.

Tabel VII.1 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
<i>Vaporizer</i>	868,7953
HE-01	26998,6357
HE-02	1787727,6238
Total	206595,0548

Diprediksi air yang hilang pada saat *blow down* 20% dari kebutuhan air untuk membuat *steam*. Kebutuhan air *blow down boiler* = 20% x 206595,0548 = 41319,0110 kg/jam

2. Air Proses

Kebutuhan air proses dapat dilihat pada tabel VII.2 berikut ini.

Tabel VII.2 Kebutuhan Air untuk Proses

No	Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
1	Air pendingin	16125491,0422
2	Air untuk <i>steam, make up</i>	3517351,531
3	Air keperluan domestik	1085,417
4	<i>Over design 10% total</i>	1964392,799
Total		21608320,7886

Diprediksi air yang hilang pada saat *make-up* 20% dari kebutuhan air proses.

Kebutuhan air *blow make-up* = 20% x 21608320,7886 = 4321664,1577 kg/jam

3. Kebutuhan Air Rumah Tangga dan Sanitasi

Dirancang pabrik mempunyai perumahan sebanyak 30 rumah dengan penghuni 4 orang di setiap rumahnya. Dianggap kebutuhan air tiap orang sebanyak 120 kg/hari.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air rumah tangga dan sanitasi} &= (30 \times 4 \times 120) \text{ kg/jam} \\ &= 14.400 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

4. Air Kantor

Kebutuhan air untuk kantor dapat dilihat pada tabel VII.3 berikut ini.

Tabel VII.3 Kebutuhan Air Kantor

Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
Air karyawan	8150
Bengkel	200
Politeknik	300
Laboratorium	500
Pemadam kebakaran	1000
Kantin masjid dan kebun	1500
Total	11650

Maka total kebutuhan air yang diperlukan adalah 11650 kg/jam

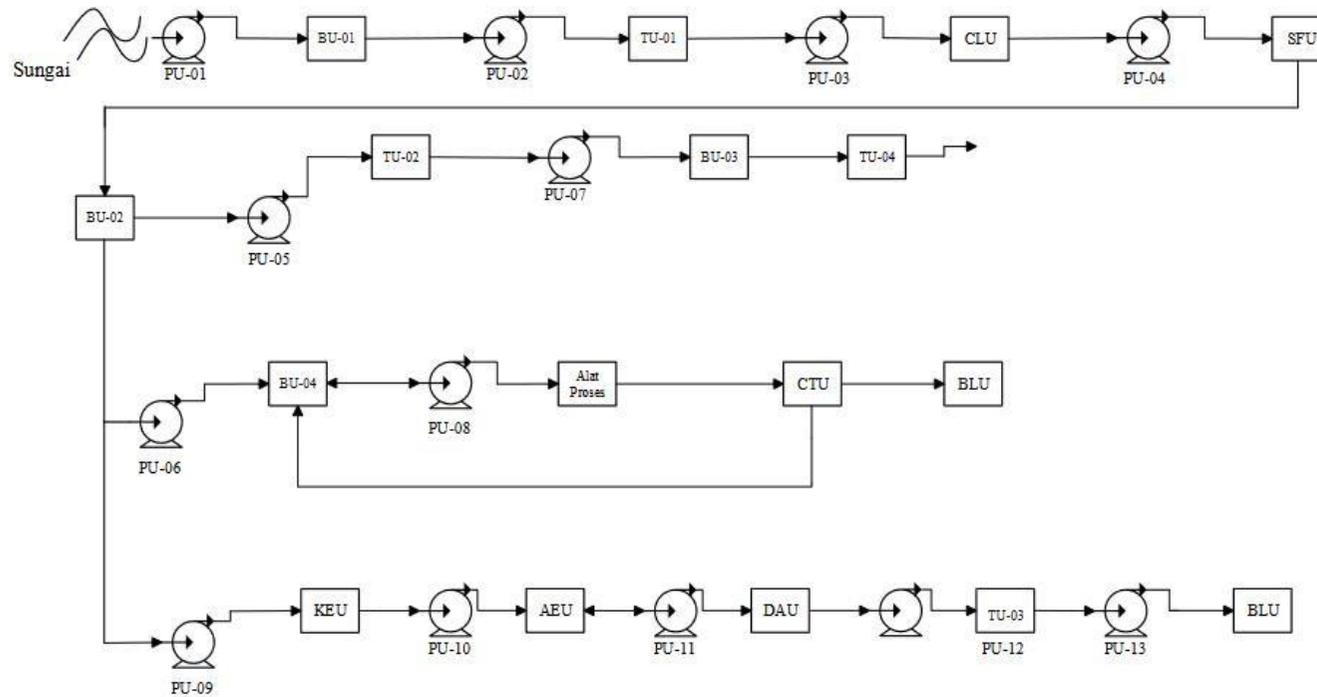
VII.1.4. Kebutuhan *Dowtherm A*

Kebutuhan *Dowtherm A* sebagai pendingin reaktor (R-01) adalah sebesar 147718,8946 kg/jam. Input suhu dari pendingin *Dowtherm A* yaitu 30°C dan suhu keluarnya 92 °C yang kemudian akan diolah di unit utilitas dengan mendinginkan

kembali menjadi 30°C dengan bantuan alat *cooler* sebagai input pendingin reaktor kembali.

VII.2. Unit Pembangkit *Steam*

Steam yang harus dibangkitkan adalah setam jenuh sebanyak 206595,0548 kg/jam dengan jenis *water tube boiler*. Diagram alir pengolahan air dapat dilihat pada gambar VII.1 berikut.


Keterangan:

- | | | |
|---------------------------------|------------------------------|------------------------------------|
| 1. AEU : Anion Exchanger | 6. BU-04 : Bak Air Pendingin | 11. BLU : Boiler |
| 2. KEU : Kation Exchanger | 7. CLU : Clarifier | 12. TU-01 : Premix Tank |
| 3. BU-01 : Bak Pengendapan Awal | 8. DAU : Deaerator | 13. TU-02 : Tangki Klorinator |
| 4. BU-02 : Bak Penampungan Awal | 9. PU : Pompa | 14. TU-03 : Boiler Feed Water Tank |
| 5. BU-03 : Bak Distribusi | 10. SFU : Sand Filter | 15. TU-04 : Tangki Penampungan |
| | | 16. CTU : Cooling Tower |

Gambar VII.1 Diagram Alir Pengolahan Air

VII.3. Unit Pembangkit Listrik

Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak alat-alat proses sebagai berikut.

- a. Listrik alat proses dan utilitas = 450,5094 kW
- b. Listrik alat instrumentasi dan kontrol = 22,5255 kW
- c. Listrik laboratorium, perkantoran dan lain-lain = 112,6274 kW

Total kebutuhan listrik yang diperlukan pabrik berjumlah 585,6622 kW yang dipenuhi oleh PLN. Untuk kebutuhan cadangan listrik pada generator disediakan 500 kW jika sewaktu waktu listrik padam atau pasokan listrik berkurang.

VII.4. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertugas untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan untuk menghidupkan *boiler* dan generator. Bahan bakar generator sebanyak 71755,3144 kg/jam.

VII.5. Unit Pengolahan Limbah

Pabrik sikloheksana ini menghasilkan limbah berupa limbah cair, padat, dan gas. Limbah ini harus diolah terlebih dahulu di unit pengolahan limbah sebelum dibuang agar tidak mencemari lingkungan.

VII.5.1. Limbah Cair

Limbah cair pada pabrik sikloheksana ini bersumber adalah sebagai berikut.

1. Hasil pencucian alat alat pabrik. Limbah ini banyak mengandung kerak yang menempel pada peralatan pabrik.
2. Air buangan domestik toilet di sekitar pabrik dan perkantoran.

Limbah cair ini dapat di olah dengan beberapa tahapan yaitu :

- a. Pengolahan primer

Tahapan pengolahan limbah cair sebagian diolah menggunakan proses fisika.

1) Pengendapaan

Limbah cair yang dihasilkan kemudian ditampung pada bak pengendapaan. Bak pengendapan ini berfungsi untuk mengendapkan padatan terlarut dari air limbah. Pada tahapan ini juga ditambahkan koagulan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$. Air limbah yang telah bersih kemudian dialirkan menuju bak penetralisasi

2) Netralisasi

Pada pengolahan netralisasi meliputi pengolahan fisika dan kimia, yaitu dengan penambahan *desifektan* maupun menggunakan *ion exchanger*. Limbah cair yang dihasilkan diumpukan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi dan diinjeksikan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ yang berfungsi untuk koagulan dan Na_2CO_3 , berfungsi untuk zat penetralisasi.

b. Pengolahan Sekunder

Pengolahan sekunder merupakan proses pengolahan limbah secara biologis yaitu dengan melibatkan mikroorganisme yang dapat mengurai bahan organik. Mikroorganisme yang digunakan adalah bakteri aerob. Metode yang digunakan adalah *activated sludge* dengan tujuan menetralsasi sisa asam yang masih ada.

Pada metode *activated sludge* atau lumpur aktif, limbah cair akan dialirkan ke tangki dan di dalamnya limbah akan dicampur dengan lumpur yang mengandung bakteri aerob. Proses degradasi berlangsung di dalam tangki selama beberapa jam yang akan dibantu dengan pemberian gelembung udara aerasi (pemberian oksigen).

Aerasi berfungsi sebagai pemercepat kerja bakteri dalam mendegradasi limbah. Kemudian limbah akan disalurkan ke dalam tangki pengendapan untuk mengalami proses pengendapan, sementara lumpur yang mengandung bakteri disalurkan ke dalam tangki aerasi. Limbah yang telah melalui tahap ini dapat dibuang ke lingkungan atau diproses lebih lanjut jika masih diperlukan.

c. Pengolahan Tersier

Pengolahan menggunakan proses ini dilakukan jika setelah dilakukannya pengolahan primer dan sekunder. Apabila masih adanya zat berbahaya yang

terkandung dan nilai pH belum sesuai dengan spesifikasi maka perlunya pengolahan kembali.

d. Desinfeksi

Tujuan dari tahap ini yaitu mengurangi atau membunuh mikroorganisme patogen yang ada dalam limbah cair. Desinfeksi dilakukan secara kimia yaitu dengan menambahkan senyawa seperti (Cl_2) dan kaporit ($\text{Ca}(\text{ClO})_2$).

e. Pengolahan Lumpur

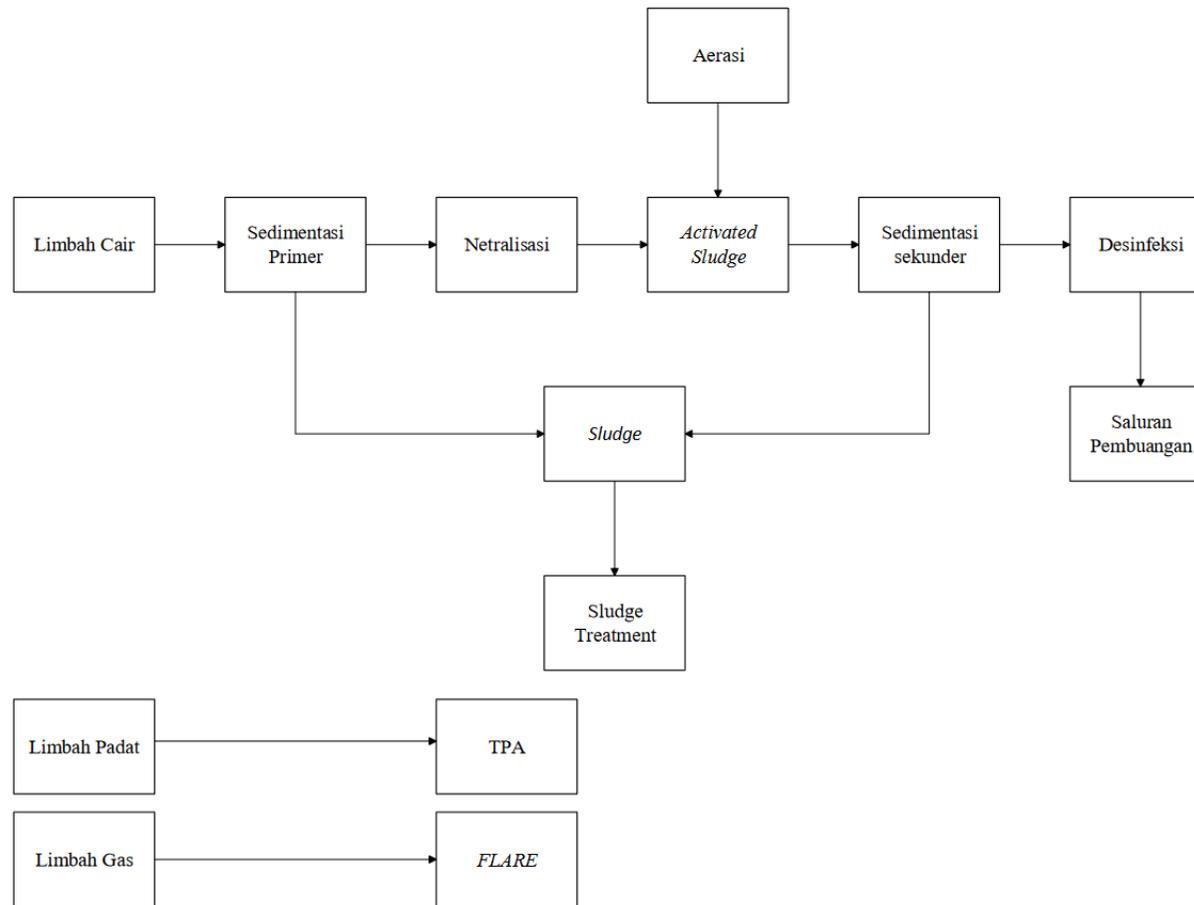
Pada proses ini akan mengolah endapan lumpur yang dihasilkan oleh pengolahan primer, sekunder, dan tersier. Di mana akan menghasilkan endapan polutan berupa lumpur yang kemudian diolah dengan diurai secara aerob sebelum disalurkan ke lahan pembuangan atau ke sungai.

VII.5.2. Limbah Padat

Limbah padat ini dihasilkan dari limbah domestik seperti kertas dan plastik. Sampah yang dihasilkan akan ditampung dan kemudian diteruskan ke bak penampungan sebelum dikirim ke Tempat Pembuangan Akhir (TPA).

VII.5.3. Limbah Gas

Limbah gas berasal dari keluaran *Flash Drum* (FD-01) berupa gas hidrogen, metana, benzena, dan toluena. Untuk menghindari pencemaran udara maka dibuat *stack* atau corong asap dengan ketinggian tertentu sebagai alat untuk pembuangan asap. Kemudian gas yang tidak dapat diproses akan dibakar menggunakan *flare*. Gas metana, benzena, dan toluena akan dibakar kemudian gas hidrogen akan membentuk air yang selanjutnya diolah pada pengolahan limbah cair. Sistem pengolahan limbah cair, padat, dan gas dapat dilihat pada gambar VII.2 berikut.



Gambar VII.2 Diagram Alir Sistem Pengolah Limbah

VII.6. Unit Penyediaan Udara Tekan

Kebutuhan udara tekan untuk prancangan pabrik sikloheksana digunakan sebagai instrumentasi *pneumatic*. Kebutuhan udara tekan dihitung berdasarkan jumlah alat kontrol yang dipakai yaitu 22 kontrol valve sehingga dipikirkan kebutuhan udara tekan sebesar 39,5823 kg/jam, tekanan 1 atm dan suhu 303°C. Alat penyediaan udara tekan berupa kompresor dengan efisiensi daya 3 hp.

VII.7. Laboratorium

Unit yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Pengendalian mutu produk merupakan hal yang sangat penting. Hal ini bertujuan untuk menjaga kualitas produk agar sesuai dengan standar mutu. Hal ini juga bertujuan untuk menjaga kualitas produk agar sesuai dengan standar mutu. Peran lain keberadaan laboratorium adalah pengendalian pencemaran lingkungan. Tugas laboran adalah sebagai berikut.

1. Memeriksa bahan baku yang digunakan.
2. Menganalisis produk yang dihasilkan.
3. Menganalisa zat-zat yang dapat menyebabkan pencemaran pada limbah pabrik.
4. Melakukan penelitian dan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi.

Sesuai dengan tugas dan fungsi laboratorium dibagi menjadi 3 bagian yaitu:

a) Laboratorium Fisik (Pengamatan)

Laboratorium ini bertugas untuk melakukan analisis secara fisika terhadap semua aliran yang berhasil dari produksi maupun tangki. Analisa dilakukan terhadap bahan baku benzena meliputi densitas, *spesific gravity*, dan kadar toluena sedangkan analisa yang dilakukan terhadap bahan baku hidrogen meliputi viskositas dan kadar metana. Analisa juga dilakukan terhadap produk sikloheksana meliputi viskositas, densitas, kadar benzena bebas, dan kadar toluena.

b) Laboratorium Analitik

Laboran ini bertugas untuk melakukan analisa secara kimiawi terhadap bahan baku, bahan pembantu, produk, dan analisa air.

c) Laboratorium Perlindungan Lingkungan

Laboratorium ini berfungsi untuk melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait dalam proses untuk meningkatkan hasil akhir.

BAB VIII

LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES

VIII.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi suatu pabrik merupakan masalah pokok yang menunjang keberhasilan operasi suatu pabrik, oleh karena itu harus direncanakan dan dipertimbangkan dengan baik dan tepat sehingga produksi dan distribusi dari produk yang dihasilkan suatu pabrik dapat berjalan dengan lancar. Strategi dalam penentuan lokasi juga sangat dibutuhkan agar memberikan keuntungan pada perusahaan.

Ada beberapa faktor yang menjadi perhatian dalam penentuan lokasi pabrik. Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, kemudian faktor lainnya yang menjadi pertimbangan seperti pengadaan bahan baku, utilitas, dan lain-lain. Prarancangan pabrik sikloheksana ini akan didirikan di Cilegon, Banten yang didasarkan dan dipertimbangkan oleh beberapa faktor yaitu sebagai berikut:

1. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku memegang peranan penting dalam perancangan sebuah industri, dimana dalam proses produksi sangat bergantung pada ketersediaan bahan baku. Bahan baku dalam pembuatan sikloheksana ini tidak perlu didatangkan dari luar negeri karena di dalam negeri sudah terpenuhi, sumber bahan baku hidrogen diperoleh dari PT. *Air Liquide* yang berlokasi di Cilegon, sedangkan untuk bahan baku benzena didatangkan dari PT. Pertamina (Persero) *Refinery Unit IV* Cilacap, dan untuk katalis dari PT. Antam, Sulawesi.

2. Pemasaran Produk

Produk yang dihasilkan dari suatu pabrik harus memenuhi standar dan sesuai dengan permintaan para konsumen. Hal ini agar pemasaran produk dapat berjalan dengan lancar. Produk sikloheksana akan dipasarkan ke PT. Elsono Multi Pratama sebagai produsen *caprolactam* yang berada di daerah Jakarta Barat. Sikloheksana dijadikan bahan baku untuk memproduksi kaprolaktam, PT. *Asahimas Chemical*, Cilegon, selain itu untuk diekspor ke wilayah Asia seperti China dan Thailand.

3. Transportasi

Sarana transportasi untuk keperluan pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk dapat ditempuh melalui jalur darat maupun laut. Pelabuhan dapat dijadikan tempat berlabuh untuk kapal yang mengangkut bahan baku maupun produk. Dengan tersedianya sarana baik darat maupun laut maka diharapkan kelancaran kegiatan proses produksi, serta kelancaran pemasaran baik pemasaran domestik maupun internasional. Untuk jalur laut digunakan Pelabuhan Krakatau *Steel* Bandar Samudera Cigading yang jaraknya ± 10 km dari lokasi pabrik yang direncanakan.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja dapat dipenuhi dengan mudah dari luar lokasi pabrik maupun dari daerah sekitar lokasi pabrik, mengingat pulau Jawa merupakan wilayah yang banyak terdapat lembaga pendidikan yang menghasilkan tenaga ahli. Tenaga kerja yang dibutuhkan, meliputi tenaga kerja ahli, terdidik, terampil, serta tenaga kerja kasar.

5. Utilitas

Penyediaan air untuk utilitas di kawasan ini telah tersedia sarana *reservoir* air yang berasal dari Waduk Nadra yang dikelola oleh PT. Krakatau Tirta. Sedangkan sarana listrik diperoleh dari gardu listrik utama yang ada di kawasan industri tersebut yang dipenuhi oleh pihak PLN.

6. Keadaan Iklim

Iklim rata-rata di lokasi pendirian pabrik ini berkisar antara 20-30°C, sehingga dapat menguntungkan karena iklim rata-rata ini cukup stabil dan cukup baik. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor maupun banjir besar jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

7. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik perlu untuk diperhitungkan dan dipertimbangkan untuk menentukan pendirian pabrik di masa yang akan datang atau dalam jangka waktu 10-20 tahun ke depan. Agar masalah kebutuhan lahan/tempat tidak terjadi dan timbul dalam suatu pendirian pabrik.

8. Peraturan Daerah

Dalam mendirikan suatu industri perlu adanya surat-surat perizinan dari instansi yang terikat, baik itu pemda ataupun dari badan pertahanan setempat serta dari instansi lainnya yang terikat. Perizinan yang harus dipenuhi biasanya berkaitan dengan pengelolaan limbah, pendirian pabrik, dan kebijakan pemerintah lainnya. Lahan yang akan didirikan pabrik harus bebas dari sengketa kasus-kasus yang lain, agar pendirian pabrik tidak mengalami kesulitan pada saat membangun maupun pada saat yang akan datang.

9. Karakteristik Masyarakat sekitar Pabrik

Pendirian sebuah industri baik dalam skala kecil maupun besar, perlu diperhatikan sikap dan pandangan masyarakat mengenai persetujuan lokasi pendirian pabrik agar pabrik ini berjalan dengan lancar dan dapat diterima oleh masyarakat dengan baik. Pemanfaatan potensi alam dan potensi masyarakat harus dipergunakan dengan sebaik-baiknya sehingga tidak terjadi masalah yang akan berkembang, selain itu mampu mengatasi permasalahan yang berkaitan dengan lingkungan.

VIII.2. *Layout* Pabrik

Layout pabrik merupakan kedudukan dari keseluruhan bagian yang ada dalam pabrik, meliputi perkantoran, peralatan proses, penyimpanan bahan baku, penyimpanan produk, dan unit pendukung maupun unit tambahan-tambahan lainnya yang dirancang untuk mendukung kelancaran dari pelaksanaan proses produksi. Secara garis besar *layout* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah, yaitu:

1. Daerah Proses

Daerah proses merupakan daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi yang diletakkan terpisah dari daerah lainnya.

2. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik ini harus diperhitungkan sejak awal, supaya masalah kebutuhan tempat di masa yang akan datang tidak akan timbul.

3. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap, atau gas beracun harus benar-benar diperhatikan di dalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu diperlukan peralatan-peralatan pemadam kebakaran di sekitar lokasi yang berbahaya tadi. Tangki penyimpanan produk atau unit-unit yang mudah meledak harus diletakkan di area khusus serta perlu adanya jarak antara bangunan satu dengan bangunan lain, guna memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

4. Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi utilitas yang baik dari udara, *steam*, air, dan listrik akan membantu kerja. Penempatan alat proses harus sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

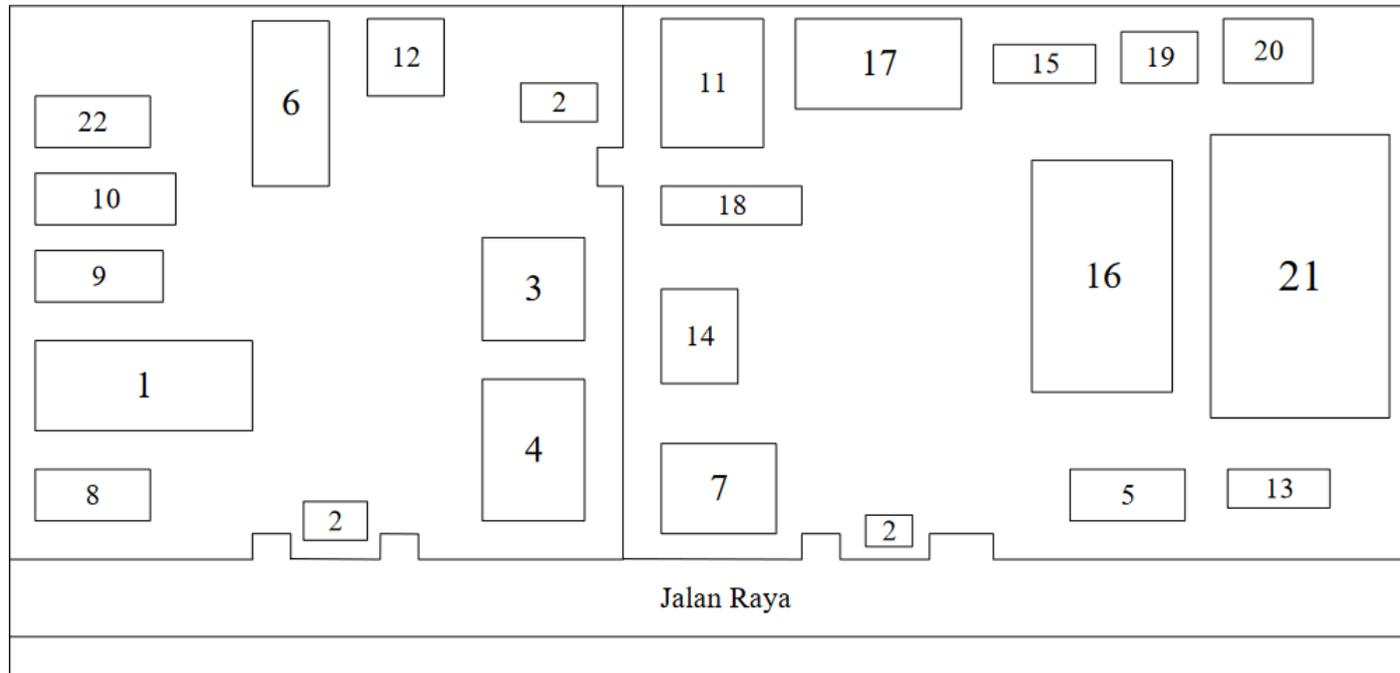
5. Area Pengolahan Limbah

Pabrik harus ikut menjaga kelestarian lingkungan, yaitu dengan memperhatikan masalah buangan limbah hasil produksinya. Untuk itu area pengolahan limbah sangat diperlukan, sehingga limbah tidak berbahaya bagi komunitas yang ada di sekitarnya. Rincian luas area pabrik sikloheksana dapat dilihat pada Tabel VIII.1 berikut ini.

Tabel VIII.1 Rincian Area Bangunan Pabrik Sikloheksana

Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
Kantor utama	44	14	616
Pos keamanan/satpam	8	4	32
Kantor diklat	16	14	224
Parkir karyawan dan tamu	16	22	352
Parkir truk	20	12	240
Aula	16	36	576
Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Klinik	12	10	120
Masjid	14	12	168
Kantin	16	12	192
<i>Maintenance</i>	12	24	288
Unit pemadam kebakaran	16	14	224
Gudang alat	22	10	220
Laboratorium	12	16	192
Utilitas	24	10	240
Area penyimpan	60	30	1800

Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m²)
Area penyimpanan	45	20	900
<i>Control room</i>	20	15	300
<i>Utility control</i>	10	15	150
Jalan dan taman	60	40	2400
Perluasan pabrik	114	20	2280
Koperasi	12	10	120
Luas Tanah			11914
Luas Bangunan			7114
Total	589	374	11914



Keterangan Gambar:

- | | | | |
|-----------------------------|----------------------------|----------------------------|--------------|
| 1. Kantor Utama | 8. Klinik | 15. Utilitas | 22. Koperasi |
| 2. Pos Keamanan/Satpam | 9. Masjid | 16. Area Proses | |
| 3. Kantor Diklat | 10. Kantin | 17. Area Penyimpanan | |
| 4. Parkir Karyawan & Tamu | 11. <i>Maintenance</i> | 18. <i>Control Room</i> | |
| 5. Parkir Truk | 12. Unit Pemadam Kebakaran | 19. <i>Utility Control</i> | |
| 6. Aula | 13. Gudang Alat | 20. Pengolahan Limbah | |
| 7. Kantor Teknik & Produksi | 14. Laboratorium | 21. Perluasan Pabrik | |

Gambar VIII.1 Tata Letak Bangunan Pabrik

VIII.3. *Layout* Peralatan

Layout peralatan merupakan pengaturan dari tata letak peralatan proses. Untuk menghindari bahaya seperti ledakan atau kebakaran pada alat proses tertentu, maka alat proses dengan tekanan dan suhu operasi yang tinggi sebaiknya dipisahkan atau diberi jarak lebih dari alat proses lainnya. Hal ini juga bertujuan agar tidak membahayakan alat proses lain yang berada di sekitarnya. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam prarancangan tata letak alat proses antara lain:

a. Aliran Bahan Baku dan Produk

Alur aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan secara ekonomis yang cukup besar. Selain itu juga dapat menunjang kelancaran dan keamanan selama proses produksi.

b. Aliran Udara

Aliran udara perlu diperhatikan untuk mencegah terjadinya stagnansi udara atau keadaan berhenti udara pada suatu tempat yang mengandung akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan karyawan.

c. Pencahayaan

Pencahayaan yang memadai harus diadakan pada seluruh area pabrik. Selain itu perlu ditambahkan pencahayaan pada tempat-tempat proses yang memiliki resiko tinggi.

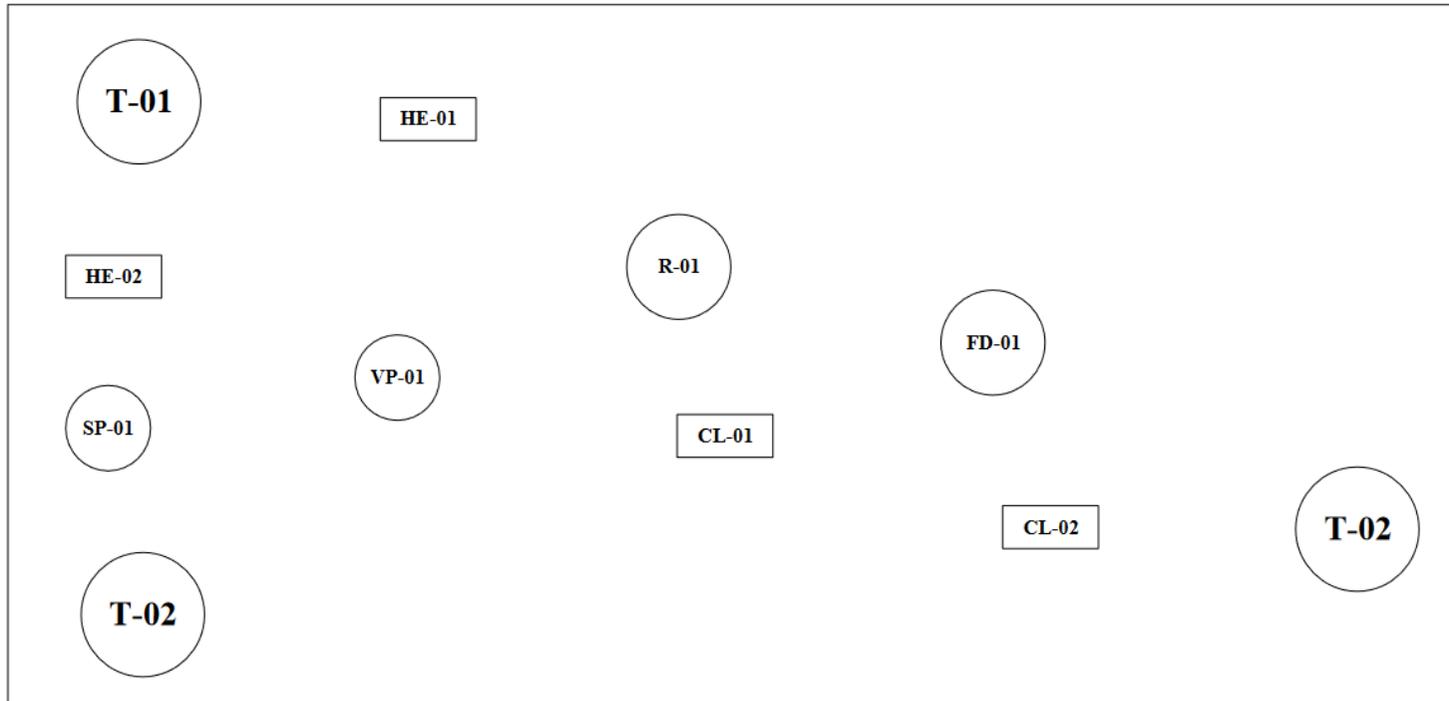
d. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Hal ini perlu diperhatikan dalam penyusunan tata letak alat proses guna karyawan dapat mencapai alat proses dengan cepat, mudah, dan aman. Peralatan yang mengalami gangguan harus segera diperbaiki, maka dari itu keamanan dan keselamatan karyawan selama bekerja juga perlu diperhatikan dengan baik.

e. Pertimbangan Ekonomi

Penataan letak alat proses diharapkan dapat meminimalisir biaya operasi, namun tetap mengutamakan kelancaran dan keamanan pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi pertimbangan ekonomi.

Tata letak alat proses dapat dilihat pada Gambar VIII.2. berikut ini.



Keterangan Gambar:

- | | |
|---|------------------------------|
| 1. T-01 = Tangki Penyimpanan Hidrogen | 8. HE-01 = Heat Exchanger 01 |
| 2. T-02 = Tangki Penyimpanan Benzena | 9. HE-02 = Heat Exchanger 02 |
| 3. T-03 = Tangki Penyimpanan Sikloheksana | 10. CL-01 = Cooler 01 |
| 4. VP-01 = Vaporizer | 11. CL-02 = Cooler 02 |
| 5. SP-01 = Separator | |
| 6. R-01 = Reaktor | |
| 7. FD-01 = Flash Drum | |

Gambar VIII.2 Tata Letak Alat Proses

BAB IX

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

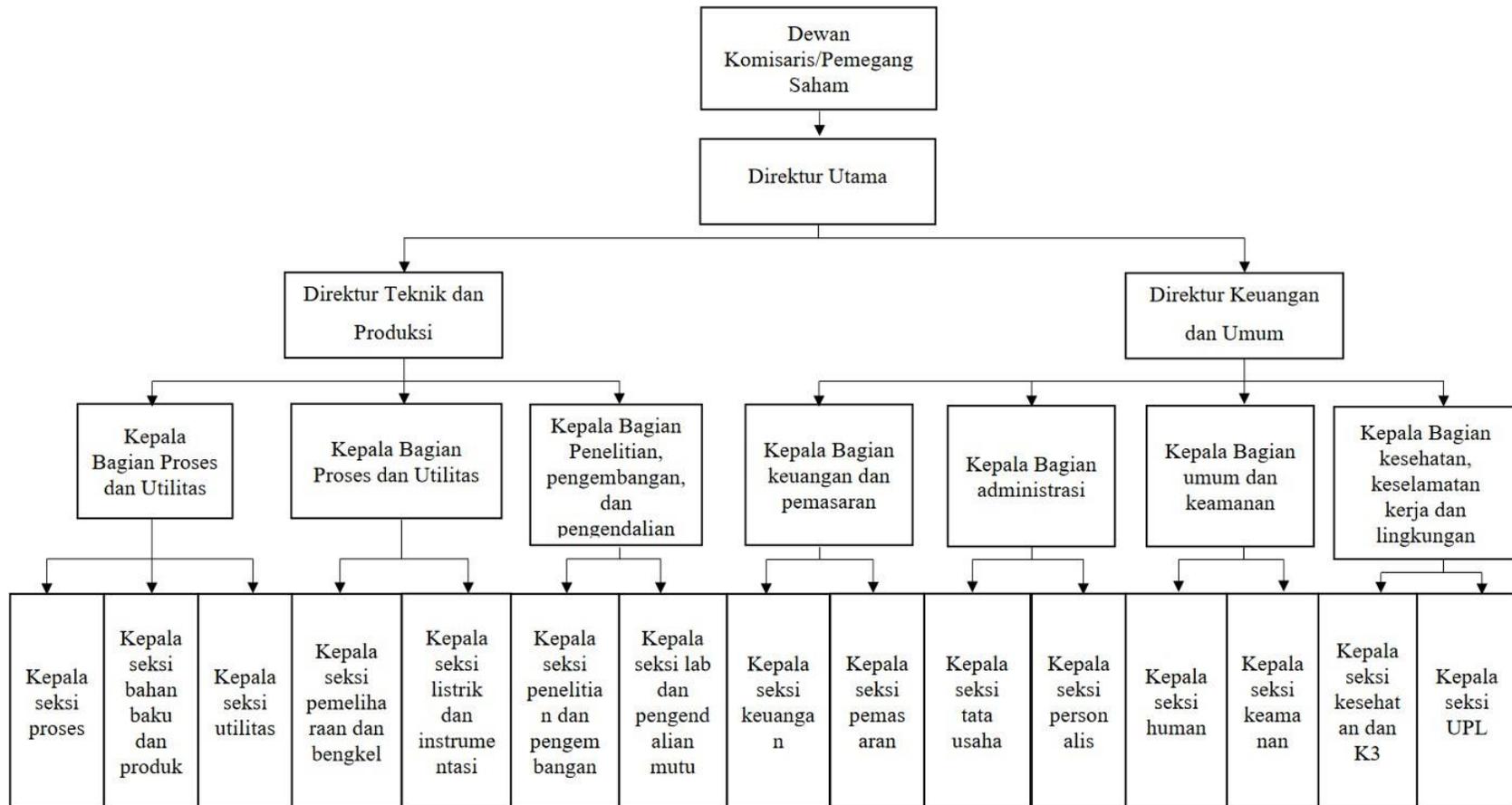
IX.1. Organisasi Perusahaan

Bentuk perusahaan pada perancangan pabrik sikloheksana ini merupakan perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) adalah suatu bentuk perkumpulan yang modalnya didapatkan dari beberapa pemegang saham yang dapat memiliki satu atau beberapa saham. Setiap pemegang saham memiliki tanggung jawab pada jumlah modal yang ditanamkan pada perusahaan dan setiap pemegang saham adalah pemilik perusahaan. Pemilihan bentuk perseroan pada beberapa ketentuan sebagai berikut.

- a. Mudah mendapatkan modal dengan cara menjual saham.
- b. Efisiensi dalam manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang sudah berpengalaman sebagai dewan komisaris dan direktur utama.
- c. Lapangan usaha yang lebih luas, sebuah PT dapat menarik modal yang sangat pesat dari masyarakat sehingga dapat memperluas usahanya.

IX.2. Struktur Organisasi

Pabrik ini memiliki struktur organisasi yang berfungsi untuk memperjelas dan mempertegas kedudukan hubungan kerja antara satu bagian ke bagian yang lainnya. Hal ini juga untuk mempermudah untuk mencapai tujuan organisasi yang telah ditetapkan.



Gambar IX.1 Struktur Organisasi Pabrik Sikloheksana

IX.3. Tugas dan Wewenangan

IX.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan sejumlah orang yang memberikan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi Perusahaan tersebut dengan cara membeli saham perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk persoalan tersebut adalah rapat umum pemegang saham. Tugas dan wewenang pemegang saham adalah sebagai berikut.

1. Menegaskan hasil usaha serta neraca penghitungan untung dan rugi tahunan perusahaan.
2. Meningkatkan dan memperhatikan dewan konstitusi dan manager.
3. Mengadakan rapat umum sedikitnya setahun sekali.

IX.3.2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksanaan dan pemilik saham dan tanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas dan wewenang komisaris adalah sebagai berikut.

1. Menilai dan menyetujui direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengaruh pemasaran.
2. Mengawasi tugas dan direksi.
3. Membantu direksi dalam hal yang penting.

IX.3.3. Direktur Utama

Dewan umum adalah pemimpin tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya suatu perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Tugas direktur utama antara lain:

1. Menentukan sasaran akhir (*final goal*) bagi perusahaan dan merumuskan kebijakan-kebijakan sehingga organisasi dapat mencapai *goal* tersebut.
2. Menentukan strategi perusahaan.
3. Memilih dan mengangkat manager direktur.

4. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, dan karyawan.
5. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dan penerjunan rapat umum pemegang saham.

Direktur utama membawahi beberapa direktur, yaitu:

a. **Direktur Teknik dan Produksi**

Tugas dari direktur yaitu memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, dan laboratorium.

b. **Direktur Keuangan Dan Umum**

Tugasnya yaitu bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

IX.3.4. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinasikan, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerja serta membawahi seksi-seksi dalam lingkungan bagiannya. Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian tersebut dari:

1. **Kepala Bagian Proses dan Utilitas**

Tugas: mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku serta utilitas.

2. **Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi**

Tugas: mempunyai tanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3. **Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu**

Tugas: mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukaan keuangan.

4. **Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran**

Tugas: mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

5. Kepala Bagian Administrasi

Tugas: memiliki tanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia, dan rumah tangga perusahaan.

6. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

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

7. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas: mempunyai tanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan serta keselamatan kerja karyawan.

IX.3.5. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para kepala bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab sesuai dengan dengan seksi. Kepala seksi terdiri dari:

1. Kepala Seksi Proses

Tugas: memimpin langsung serta membantu kelancaran proses produksi.

2. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produksi

Tugas: memiliki tanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku serta mengontrol produk yang dihasilkan.

3. Kepala Seksi Utilitas

Tugas: bertanggung jawab terhadap penyediaan air, *steam*, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

4. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas: mempunyai tanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian, serta perbaikan alat-alat maupun fasilitas pendukungnya.

5. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas: bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaraan alat-alat instrumentasi.

6. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas: mengkoordinasikan kegiatan-kegiatan yang berhubungan dan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

7. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Tugas: menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk, dan limbah.

8. Kepala Seksi Keuangan

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

9. Kepala Seksi Pemasaran

Tugas: mengkoordinasikan kegiatan yang pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

10. Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas: bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kotor.

11. Kepala Seksi Personalia

Tugas: mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

12. Kepala Seksi Humas

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

13. Kepala Seksi Keamanan

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

14. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

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

15. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

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

IX.4. Pembagian Jam Kerja

Pabrik sikloheksana ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada sikloheksana ini terbagi menjadi dua yaitu:

IX.4.1. Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Orang-orang yang termasuk dalam karyawan *non shift* adalah direktur, *shift* ahli, kepala bagian, kepala seksi serta bagian administrasi. Karyawan *non shift* ini bekerja dengan perincian sebagai berikut.

Senin – jumat : pukul 08.00 WIB - 16.00 WIB
Sabtu : pukul 08.00 WIB - 12.00 WIB

IX.4.2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang berlangsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Orang-orang yang termasuk karyawan *shift* adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan *shift* bekerja secara berganti sehari semalam. Karyawan *shift* dibagi dalam tugas *shift* dengan pengaturan sebagai berikut.

Shift pagi : pukul 07.00 WIB - 15.00 WIB
Shift sore : pukul 15.00 WIB - 23.00 WIB
Shift malam : pukul 23.00 WIB - 07.00 WIB

Pembagian *shift* kerja dapat dilihat pada Tabel IX.1

Tabel IX.1 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan *Shift*

Hari/Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
A	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M
B	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L
C	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P
D	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S

Keterangan : A,B,C dan D adalah nama regu *shift*

P: *shift* pagi

S: *shift* siang

M: *shift* malam

L: Libur

IX.5. Perincian Tugas dan Keahlian

Berikut ini adalah rincihaan tugas dan keahlian :

1. Direktur Utama : S3/S2 Teknik Kimia
2. Direktur Teknik dan Produksi : S2/S1 Teknik Kimia
3. Direktur Keuangan dan Umum : S2/S1 Ekonomi
4. Staf Ahli dan Litbang : Sarjana Teknik Kimia, Ekonomi,
dan Hukum
5. Sekretaris : Akademisi Sekretaris
6. Kepala Bagian Produksi : Sarjana Teknik Kimia
7. Kepala Bagian Teknik : Sarjana Teknik Mesin
8. Kepala Bagian Keuangan : Sarjana Ekonomi
9. Kepala Bagian Pemasaran : Sarjana Ekonomi
10. Kepala Bagian Umum : Sarjana Teknik Kimia
11. Kepala Seksi Proses : DIII Teknik Kimia
12. Kepala Seksi Pengendalian Proses : DIII Elektro/Listrik
13. Kepala Seksi Laboratorium : DIII Teknik Kimia
14. Kepala Seksi Utilitas : DIII Teknik Mesin
15. Kepala Seksi Pemeliharaan : DIII Teknik Mesin
16. Kepala Seksi Administrasi : DIII Manajemen
17. Kepala Seksi Kas : DIII Akuntansi
18. Kepala Seksi Pemasaran : DIII Semua Jurusan
19. Kepala Seksi Pembelian : DIII Manajemen
20. Kepala Seksi Keamanan : DIII Semua Jurusan

21. Kepala Seksi Humas	: DIII Manajemen
22. Kepala Seksi Personal	: Sarjana Psikologi
23. Kepala Satpam	: Purna Perwira, TNI/Polisi
24. Operator	: SMK/SMU/Sederajat
25. Karyawan Biasa	: SMK/SMU/Sederajat
26. Karyawan Pemeliharaan	: STM
27. Medis	: Doktor
28. Paramedis	: Perawat
Lain-lain	: SD/SMP/Sederajat

IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

IX.6.1. Sistem Kepegawaian

Pembagian karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut:

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap ialah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerja.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian ialah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

Karyawan borongan ialah karyawan yang dikerjakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

IX.6.2. Sistem Gaji

a. Gaji Bulanan

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

b. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

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

Adapun sistem dan pembagian gaji karyawan dapat dilihat pada tabel IX.2 berikut.

Tabel IX. 2 Komposisi dan Sistem Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji Per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	45.000.000	45.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	30.000.000	30.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	30.000.000	30.000.000
Kepala Bagian	7	20.000.000	140.000.000
Kepala Saksi	14	18.000.000	252.000.000
Karyawan Proses	40	9.000.000	360.000.000
Laboran	5	4.000.000	20.000.000
HSE	6	5.500.000	33.000.000
Karyawan Lain	50	5.000.000	250.000.000
Satpam	40	4.430.000	177.200.000
Sekretaris	5	5.500.000	27.500.000
Medis	3	5.000.000	15.000.000
Paramedis	2	5.000.000	10.000.000
Sopir	5	4.430.000	22.150.000
<i>Cleaning Service</i>	30	4.430.000	132.900.000
Total	205		1.544.750.000

IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Tersedia fasilitas yang memadai dapat meningkatkan kelangsungan produktivitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jenuh dalam menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Kesejahteraan yang diberikan perusahaan pada karyawan antara lain:

a. Pakaian Kerja

Untuk menghindari kesejangan antara karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahunnya. Selain itu juga disediakan masker

sebagai alat pengaman kerja. Khusus untuk operator selain pakaian dinas juga diberikan baju khusus operator, *safety shoes*, dan helm pengaman sesuai standar keselamatan kerja.

b. Tunjangan

1. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan.
2. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
3. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

c. Cuti

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

d. Pengobatan

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

e. Asuransi Tenaga Kerja

Asuransi tenaga kerja diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan 1.000.000,00/bulan.

IX.8. Manajemen Perusahaan

Manajemen produksi merupakan suatu bagian dan manajemen perusahaan yang berfungsi untuk menyelenggarakan semua kegiatan untuk proses bahan baku menjadi bahan produksi jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi meliputi manajemen perencanaan dan manajemen pengendalian produksi.

Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan yang direncanakan dan dalam waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar tidak terjadi penyinggungan. Perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat dilakukan dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

BAB X

EKONOMI TEKNIK

Dalam perancangan pabrik diperlukan analisis ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembangkan dan terjadinya titik impas di mana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu, analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik layak untuk didirikan atau tidak. Dalam evaluasi ekonomi ini terdapat beberapa faktor yang ditinjau yaitu:

1. *Return On Investment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR)
4. *Shut Down Point* (SDP)

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

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*)
Meliputi:
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)
Meliputi:
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya hidup (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

X.1. Dasar Perhitungan

Pabrik sikloheksana ini didirikan pada tahun 2027.

Kapasitas produksi : 30.000 ton/tahun

Satu tahun operasi : 330 Hari

Nilai kurs (Januari 2024) : Rp 15.816

Penentuan harga peralatan pada tahun tertentu diperlukan indeks harga peralatan. Indeks ini ditentukan berdasarkan data-data indeks pada tahun-tahun sebelumnya. Pada pabrik sikloheksana ini berproduksi selama satu tahun yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2014. Dalam analisa ekonomi harga-harga alat diperhitungkan pada tahun analisa.

Harga indeks pada tahun 2027 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks pada tahun 1897 sampai dengan 2022, dicari dengan persamaan regresi linier. Harga indek 1987 sampai 2022 dapat dilihat pada tabel X.1 sebagai berikut.

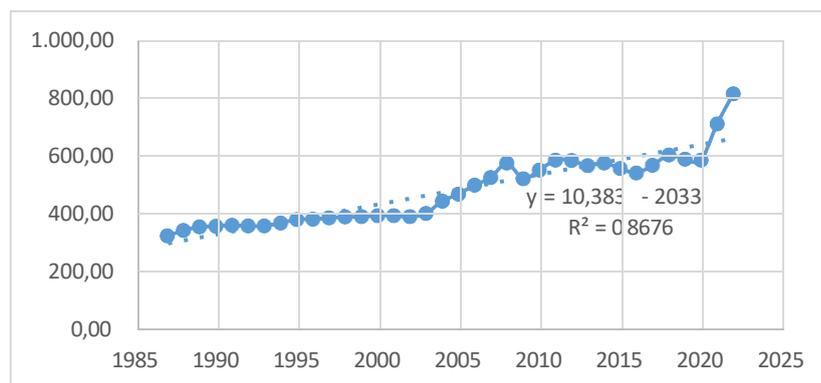
Tabel X.1 Indeks dari *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Tahun (X)	Index (Y)	X (tahun-ke)
1987	324,00	1
1988	343,00	2
1989	355,00	3
1990	357,60	4
1991	361,30	5
1992	358,20	6
1993	359,20	7
1994	368,10	8
1995	381,10	9
1996	381,70	10
1997	386,50	11
1998	389,50	12
1999	390,60	13
2000	394,10	14
2001	394,30	15
2002	390,40	16
2003	402,00	17
2004	444,20	18
2005	468,20	19
2006	499,60	20
2007	525,40	21
2008	575,40	22
2009	521,90	23

Tahun (X)	Index (Y)	X (tahun-ke)
2010	550,80	24
2011	585,70	25
2012	584,60	26
2013	567,30	27
2014	576,10	28
2015	556,80	29
2016	541,70	30
2017	567,50	31
2018	603,10	32
2019	589,23	33
2020	585,69	34
2021	711,03	35
2022	815,00	36
TOTAL	17.205,85	666

Sumber: *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI 2018)*

Dari data indeks di atas didapatkan grafik ekstrapolasi indeks harga seperti yang dilihat pada gambar di bawah ini.



Gambar X.1 Grafik Ekstrapolasi Indeks Harga

Dari data di atas diperoleh persamaan $Y = 10,383x - 20334$. Maka indeks untuk tahun 2027 diperkirakan sebesar 712,34.

Nilai tukar mata uang Amerika Serikat terhadap rupiah pada Januari 2024 berdasarkan Bank Indonesia yaitu 1US\$ = Rp. 15.816. Untuk penentuan harga alat digunakan persamaan:

$$E_x = \frac{N_x}{N_y} E_y \quad (\text{Chemical_engineering_cost_estimation_ari.Pdf, n.d.})$$

Di mana:

E_x : Harga pembelian 2027

- Ey : Harga pembelian pada tahun referensi 2024
Nx : Indeks harga pada tahun 2027
Ny : Indeks harga pada tahun referensi 2014

Daftar harga alat proses pada pabrik sikloheksana disajikan pada Tabel X.2 sebagai berikut :

Tabel X.2 Daftar Harga Alat

Nama Alat	Kode	Jumlah	Parameter	Harga \$		Harga Rp	
				Tahun 2014	Tahun 2027	Tahun 2014	Tahun 2027
Tangki Hidrogen	T-01	1	Volume,gall	\$ 256.100,00	\$ 316.664,69	\$ 316.664,69	Rp 5.008.368.797,19
Tangki Benzena	T-02	2	Volume,gall	\$ 41.000,00	\$ 50.696,03	\$ 101.392,05	Rp 1.603.616.717,57
Tangki Sikloheksana	T-03	1	Volume,gall	\$ 45.200,00	\$ 55.889,28	\$ 55.889,28	Rp 883.944.824,81
<i>Heat Exchanger</i>	HE-01	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	\$ 15.100,00	\$ 18.670,98	\$ 18.670,98	Rp 295.300.151,65
<i>Heat Exchanger</i>	HE-02	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	\$ 15.800,00	\$ 19.536,52	\$ 19.536,52	Rp 308.989.562,65
<i>Cooler</i>	CL-01	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	\$ 9.700,00	\$ 11.993,94	\$ 11.993,94	Rp 189.696.123,91
<i>Cooler</i>	CL-02	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	\$ 9.700,00	\$ 11.993,94	\$ 11.993,94	Rp 189.696.123,91
Reaktor <i>Fixed Bed</i>	R-01	1	Kapasitas(gall)	\$ 40.000,00	\$ 49.459,54	\$ 49.459,54	Rp 782.252.057,35
<i>Flash Drum</i>	FD-01	1	Diameter, m	\$ 25.900,00	\$ 32.025,05	\$ 32.025,05	Rp 506.508.207,13
<i>Separator</i>	SP-01	1	Diameter,in	\$ 27.300,00	\$ 33.756,13	\$ 33.756,13	Rp 533.887.029,14
<i>Vaporizer</i>	VP-01	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	\$ 11.000,00	\$ 13.601,37	\$ 13.601,37	Rp 215.119.315,77
Pompa	P-01	1	Diameter, m	\$ 7.000,00	\$ 8.655,42	\$ 8.655,42	Rp 136.894.110,04
Pompa	P-02	1	Diameter, m	\$ 7.000,00	\$ 8.655,42	\$ 8.655,42	Rp 136.894.110,04
Pompa	P-03	1	Diameter, m	\$ 7.000,00	\$ 8.655,42	\$ 8.655,42	Rp 136.894.110,04

Nama Alat	Kode	Jumlah	Parameter	Harga \$		Harga Rp	
				Tahun 2014	Tahun 2027	Tahun 2014	Tahun 2027
Pompa	P-04	1	Diameter, m	\$ 7.000,00	\$ 8.655,42	\$ 8.655,42	Rp 136.894.110,04
Total		15		\$ 268.700	\$ 332.244,45	\$ 382.940.00	Rp 6.056.586.554

Sumber: www.matche.com

X.2. Penghitungan Biaya Produksi

X.2.1. *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran yang dilakukan untuk mendirikan fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital Investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal dalam menjalankan operasi dari satu pabrik selama waktu tertentu.

X.2.2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct Manufacturing Cost*, *Indirect Manufacturing Cost*, dan *Fixed Manufacturing Cost* yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries & Newton *Manufacturing Cost* terdiri dari:

a. *Direct Cost*

Direct cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Fixed cost adalah biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

X.2.3. General Expenses

General Expenses atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran--pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

X.3. Analisis Kelayakan

Untuk dapat memenuhi keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak. Maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang dilakukan untuk menyatakan kelayakan adalah:

X.3.1. Percent Return on Investment (ROI)

Percent Return on Investment (ROI) adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dilakukan.

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

X.3.2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) merupakan waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Deperesiasi})}$$

X.3.3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat di mana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga per unit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

$$BEP = \frac{Fa + 0.3 Ra}{Sa - Va - 0.7 Ra}$$

Di mana:

Fa : *Fixed Manufacturing Cost*

Ra : *Regulated Cost*

Va : *Variable Cost*

Sa : Penjualan Produk

X.3.4. Shut Down Point (SDP)

1. Suatu titik atau saat penentuan aktivitas produksi dihentikan penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas (tidak menghasilkan *profit*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang dihasilkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga harus berhenti atau tutup.

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

X.3.5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

DCFR merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun yang didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Penurunan untuk menentukan DCFR:

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

Di mana:

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

- C : Cash Flow
 : profit after taxes + deperiasi + finance
- n : Umur pabrik = 10 tahun
- I : Nilai DCFR

X.3.6. Hasil Penghitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik sikloheksana merupakan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rencana disajikan pada Tabel X.3 – Tabel X.15 sebagai berikut:

Tabel X.3 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Purchased equipment cost</i>	\$ 652.914	Rp 10.326.480.075
2	<i>Instalation cost</i>	\$ 479.239	Rp 7.579.636.375
3	Pemipaan	\$ 561.506	Rp 8.880.772.864
4	Instrumentasi	\$ 233.090	Rp 3.686.553.387
5	Isolasi	\$ 52.233	Rp 826.118.406
6	Listrik	\$ 97.937	Rp 1.548.972.011
7	Bangunan	\$ 4.573.849,27	Rp 72.340.000.000
8	Tanah dan pembuatan jalan	\$ 2.357.800,46	Rp 37.290.972.011
9	Utilitas	\$ 1.619.070	Rp 25.607.209.327
Total PPC		\$ 10.627.637	Rp 168.086.714.455

Tabel X.4 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Engineering and construction (20% PPC)</i>	\$ 2.125.527	Rp 33.617.342.891
2	<i>PPC + engineering and construction</i>	\$ 12.753.165	Rp 201.704.057.347
Total DPC		\$ 14.878.692	Rp 235.321.400.238

Tabel X.5 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Engineering and construction</i>	\$ 2.125.527	Rp 33.617.342.891
2	<i>Direct plant cost</i>	\$ 12.753.165	Rp 201.704.057.347
3	<i>Contractor's fee</i>	\$ 1.275.316	Rp 20.170.405.735
4	<i>Contingency</i>	\$ 3.188.291	Rp 50.426.014.337
5	<i>Environmental cost</i>	\$ 195.874	Rp 3.097.944.022
6	<i>Plant start up</i>	\$ 127.532	Rp 2.017.040.573
Total FCI		\$ 17.540.178	Rp 277.415.462.014

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

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material</i>	\$ 29.934.184,73	Rp 473.439.065.661,21
2	Tenaga kerja	\$ 97.670,08	Rp 1.544.750.000,00
3	<i>Supervisor</i>	\$ 9.767,01	Rp 154.475.000,00
4	<i>Maintenance</i>	\$ 1.929.419,63	Rp 30.515.700.821,50
5	<i>Plant supplies</i>	\$ 289.412,94	Rp 4.577.355.123,22
6	<i>Royalties and patents</i>	\$ 1.800.000,00	Rp 28.468.800.000,00
7	Utilitas	\$ 3.102.274,96	Rp 49.065.580.704,08
Total DMC		\$ 37.162.729,34	Rp 587.765.727.310,01

Tabel X.7 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Payroll overhead</i>	\$ 19.534,02	Rp 308.950.000,00
2	<i>Laboratory</i>	\$ 19.534,02	Rp 308.950.000,00
3	<i>Plant overhead</i>	\$ 97.670,08	Rp 1.544.750.000,00
4	<i>Packaging and shipping</i>	\$ 11.700.000,00	Rp 185.047.200.000,00
Total IMC		\$ 11.836.738,11	Rp 187.209.850.000,00

Tabel X.8 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Depersiasi	\$ 1.754.017,84	Rp 27.741.546.201,36
2	<i>Property tax</i>	\$ 508.665,17	Rp 8.045.048.398,40
3	Asuransi	\$ 175.401,78	Rp 2.774.154.620,14
Total FMC		\$ 2.438.084,80	Rp 38.560.749.219,90

Tabel X.9 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	\$ 37.162.729,344	Rp 587.765.727.310,01
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	\$ 11.836.738,113	Rp 187.209.850.000,00
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	\$ 2.438.084,801	Rp 38.560.749.219,90
Total MC		\$ 51.437.552,259	Rp 813.536.326.529,91

Tabel X.10 *Working Capital (WC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material inventory</i>	\$ 2.494.515,39	Rp 39.453.255.471,77
2	<i>Inproses inventory</i>	\$ 10.287.510,45	Rp 162.707.265.305,98
3	<i>Product inventory</i>	\$ 2.338.070,56	Rp 36.978.923.933,18
4	<i>Extended credit</i>	\$ 3.750.000,00	Rp 59.310.000.000,00
5	<i>Available cash</i>	\$ 4.676.141,11	Rp 73.957.847.866,36
Total WC		\$ 23.546.237,52	Rp 372.407.292.577,28

Tabel X.11 *General Expense (GE)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Administrasi	\$ 100.199,17	Rp 1.584.750.000,00
2	<i>Sales expense</i>	\$ 7.715.632,84	Rp 122.030.448.979,49
3	<i>Research</i>	\$ 4.115.004,18	Rp 65.082.906.122,39
4	<i>Finance</i>	\$ 11.458.330,06	Rp 181.224.948.234,09
Total GE		\$ 23.389.166,25	Rp 369.923.053.335,97

Tabel X.12 *Total Production Cost*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	\$ 51.437.552,26	Rp 813.536.326.529,91
2	<i>General Expense</i>	\$ 23.389.166,25	Rp 369.923.053.335,97
Total		\$ 74.826.719	Rp 1.183.459.379.865,88

Tabel X.13 *Fixed Cost (Fa)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Depersiasi	\$ 1.754.018	Rp 27.741.546.201,36
2	<i>Property tax</i>	\$ 508.665	Rp 8.045.048.398,40
3	Asuransi	\$ 175.402	Rp 2.774.154.620,14
Total Fa		\$ 2.438.085	Rp 38.560.749.219,90

Tabel X.14 *Variable Cost (Va)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material</i>	\$ 29.934.185	Rp 473.439.065.661,21
2	<i>Packaging and shipping</i>	\$ 11.700.000	Rp 185.047.200.000,00
3	Utilitas	\$ 3.102.275	Rp 49.065.580.704,08
4	<i>Royalties & patents</i>	\$ 1.800.000	Rp 28.468.800.000,00
Total Va		\$ 46.536.460	Rp 736.020.646.365,29

Tabel X.15 *Regulated Cost (Ra)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Gaji karyawan	\$ 1.172.041	Rp 18.537.000.000,00
2	<i>Payroll overhead</i>	\$ 19.534	Rp 308.950.000,00
3	<i>Plant overhead</i>	\$ 97.670	Rp 1.544.750.000
4	<i>Supervise</i>	\$ 9.767	Rp 154.475.000,00
5	Laboratorium	\$ 19.534	Rp 308.950.000,00
6	<i>Maintenance</i>	\$ 23.389.166	Rp 369.923.053.335,97
7	<i>General expense</i>	\$ 1.929.420	Rp 30.515.700.821,50
8	<i>Plant supplies</i>	\$ 289.413	Rp 4.577.355.123,22
Total Ra		\$ 26.926.545	Rp 425.870.234.280,70

X.5. Analisis Keuntungan

Harga jual produk sikloheksana	= 3 usd/kg
	= \$ 90.000.000,0000 usd/tahun
<i>Annual sales</i> (Sa)	= Rp 1.423.440.000.000,00
<i>Total cost</i>	= Rp 1.423.440.000.000
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 239.980.620.134,12
Pajak pendapatan	= Rp 71.994.186.040,24
Keuntungan setelah pajak	= Rp 167.986.434.093,89

X.6. Analisis Kelayakan

1. *Percent Return On Investment* (ROI)

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

$$ROI \text{ Sebelum pajak} = 86,51 \%$$

$$ROI \text{ setelah pajak} = 60,55\%$$

2. *Pay Out Time* (POT)

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Deperesiasi})}$$

$$POT \text{ sebelum pajak} = 1,04 \text{ Tahun}$$

$$POT \text{ setelah pajak} = 1,42 \text{ Tahun}$$

3. *Percent Profit On Sales* (POS)

$$POS = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Total Penjualan Pajak}} \times 100\%$$

$$POS \text{ sebelum pajak} = 16,86 \%$$

$$POS \text{ setelah pajak} = 11,80 \%$$

4. *Break Even Point* (BEP)

$$BEP = \frac{Fa + 0.3 Ra}{Sa - Va - 0.7 Ra}$$

$$BEP = 42,72 \%$$

5. *Shut Down Point* (SDP)

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

$$SDP = 32,82 \%$$

6. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

$$\text{Umur pabrik} = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{Fixed Capital Investment} = \text{Rp } 277.415.462.014$$

$$\text{Working Capital} = \text{Rp } 372.407.292.577$$

$$\text{Cash flow} = \text{Rp } 376.952.928.529$$

DCFR dihitung secara *trial & error*

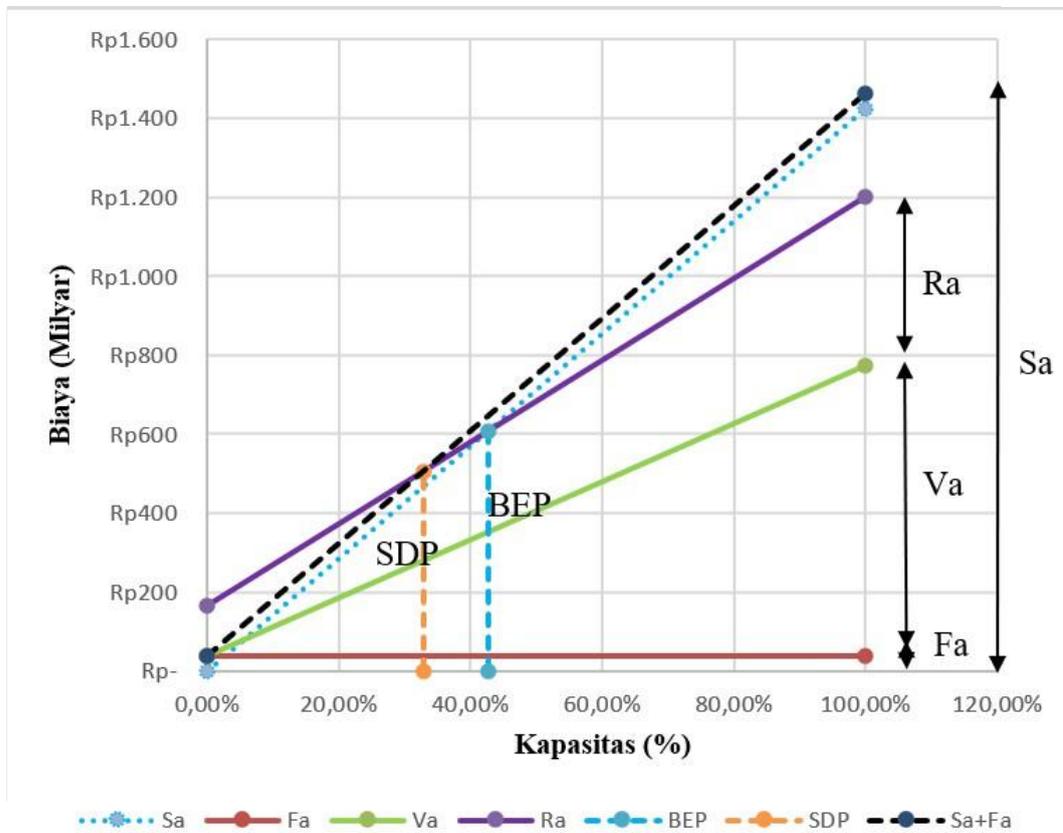
$$(FC + WC)(1 + i)^N = \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Tabel X.16 *Trial Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Nilai i	R	S	R-S
1,0000	665.418.500.701.099,0000	386.022.994.724.295,0000	279.395.505.976.804,00
0,9000	398.410.636.422.367,0000	256.772.799.016.581,0000	141.637.837.405.786,00
0,8000	232.017.084.838.140,0000	168.166.217.339.861,0000	63.850.867.498.279,00
0,7207	147.858.570.070.334,0000	118.887.312.060.080,0000	28.971.258.010.253,70
0,6000	71.448.767.466.614,4000	68.849.248.631.600,8000	2.599.518.835.013,58
0,5777	62.107.731.646.670,0000	62.107.731.646.670,0000	0,00

Dengan *trial and error* diperoleh nilai $i = 57,77\%$

Hubungan proses kapasitas dan keuntungan dijelaskan pada Gambar X.2 berikut:



Gambar X.2 Grafik Hubungan Kapasitas Produksi dan Biaya

BAB XI

KESIMPULAN

XI.1. Kesimpulan

Berdasarkan tinjauan proses dari kondisi bahan baku maupun kondisi operasinya, maka pabrik sikloheksana dengan proses hidrogenasi benzena dengan kapasitas 30.000 ton/tahun tergolong pabrik beresiko tinggi. Berdasarkan evaluasi ekonomi pabrik ini, diperoleh data sebagai berikut.

1. *Percent Profit On Sales* (POS)

Sebelum pajak = 16,86%

Sesudah pajak = 11,80%

2. *Retrun On Investment* (ROI)

Sebelum pajak = 86,51%

Sesudah pajak = 60,55%

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia beresiko tinggi minimal 44% (Aries dan Newton, 1995).

3. *Pay Out Time* (POT)

Sebelum pajak = 1,04 Tahun

Sesudah pajak = 1,42 Tahun

Syarat POT sebelum pajak maksimum untuk pabrik beresiko tinggi minimal dua tahun.

4. *Break Even Point* (BEP) tercapai pada saat kapasitas produksi sebesar 42,72%, syarat umum BEP untuk pabrik kimia adalah 40-60%

5. *Shut Down Point* (SDP) tercapai pada saat kapasitas produksi sebesar 32,82%, syarat umum SDP untuk pabrik kimia adalah 25-40%

6. *Discounted Cash Flow Rate Of Return* (DCFRR) sebesar 57,7%. Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik sikloheksana dengan proses hidrogenasi benzena dengan kapasitas 30.000 ton/tahun beresiko tinggi dan layak dipertimbangkan untuk pendiriannya karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan sehingga layak didirikan

XI.2. Saran

Pada proses perancangan pabrik kimia perlunya pemahaman konsep dasar untuk meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik di antaranya sebagai berikut.

1. Perancangan alat proses harus dipilih secara selektif untuk meminimalisir harga alat sehingga mengoptimalkan keuntungan yang dihasilkan.
2. Perancangan pabrik harus memperhatikan limbah yang dihasilkan harapannya limbah pabrik dapat diolah lebih baik lagi dan dapat menghasilkan pabrik ramah lingkungan.
3. Mengoptimalisasi energi dan peralatan pabrik baik alat utama dan penunjang sehingga dihasilkan pabrik yang efisien dengan keuntungan yang besar.

DAFTAR PUSTAKA

- Bestari, E. M. (2019). Source of Benzene, Characteristics and Hemoglobin Levels of AHASS Mechanical Workers at Kediri City. *Jurnal Kesehatan Lingkungan*, 11(4), 293. <https://doi.org/10.20473/jkl.v11i4.2019.293-299>.
- Biro Pusat Statistik, 2017-2022, "Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia", Diakses pada 11 September 2023 dari <https://www.bps.go.id>.
- Carl L. Yaws. (1999). *Yaws_chemical_properties_handbook_pdf.pdf* (p. 770). *Chemical_engineering_cost_estimation_ari.pdf*. (n.d.).
- Davison, J. W., Hutto, J. F., & Richard, J. (1968). *Us* 3,406,217.
- Farida, I. (2017). Prarancangan Pabrik Sikloheksana dari Benzena dan Hidrogen Kapasitas Produksi 150.000 Ton/Tahun.
- Finlayson, B. A., Finlayson, B. A., & Engineering, C. (2016). *Ullmann ' s Encyclopedia of Industrial Chemistry*. October. <https://doi.org/10.1002/14356007.b0>.
- Iverson, B. L., & Dervan, P. B. (n.d.). *No 主観的健康感を中心とした在宅高齢者における 健康関連指標に関する共分散構造分析Title*.
- Kaffah, M. R. (2020). Validasi Metode Uji Senyawa Cyclohexane di Udara Lingkungan Kerja dengan Berbagai Modifikasi Metode Secara Gas Chromatography Mass Spectrometry. *Jurnal TechLINK*, 4(1), 56–65.
- McKetta, John J. And Cunningham, W.A., (1979). *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, Vol 10, Marcel Decker inc., New York.
- Peyrovi, M. H., Parsafard, N., & Mohammadian, Z. (2018). Benzene selective hydrogenation over supported Ni (nano-) particles catalysts: Catalytic and kinetics studies. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 26(3), 521–528. <https://doi.org/10.1016/j.cjche.2017.05.022>.
- Roesyadi, A. 2004. Hidrogenasi Benzen. Reaktor, Vol. 8 No. 1, pp. 22-28.
- Smith, J. M. (Joseph M., Van Ness, H. C. (Hendrick C. ., Abbott, M. M., & Swihart, M. T. (Mark T. (2018). Phase Equilibrium : Introduction. In *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*.

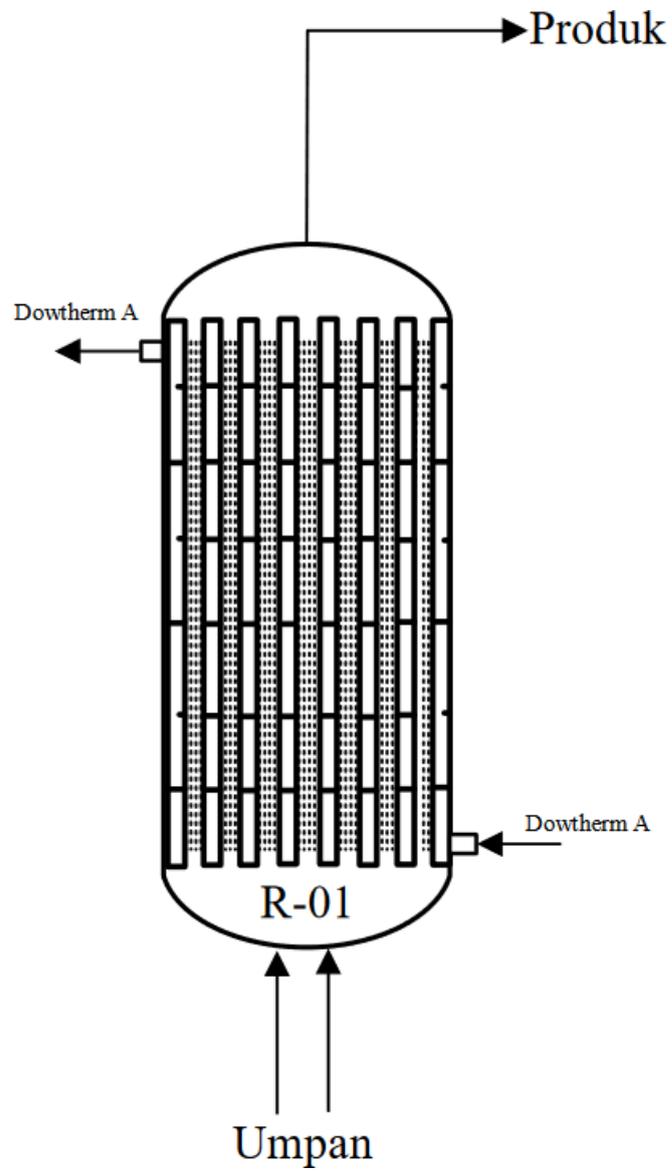
Thomas J, Daguene C, Verschuren I, Martens W, Brands R, Korte R. 2016. *Process for the Production of Cyclohexanone from Phenol from Phenol*. Patent WO 2016/070547 A1.

UN Data, 2021, "UN Comtrade Global Database", Diakses pada 19 September 2023 dari <https://comtradeplus.un.org/>.

LAMPIRAN

LAMPIRAN A REAKTOR

Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi antara benzena dan hidrogen menjadi sikloheksana
Fase	: Gas
Kondisi Operasi	: Isotermal, non-adiabatis
	Suhu : 130 ° C
	Tekanan : 1 atm
Reaksi	: Eksotermis
Konversi	: 99%
Pendingin	: <i>Dowtherm A</i>
Katalis	: Ni/SiO ₂
Tujuan	: <ol style="list-style-type: none">1. Menentukan jenis reaktor2. Menghitung <i>pressure drop</i>3. Menghitung berat4. Menentukan dimensi reaktor



Gambar A.1 Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :

Reaksi utama :



1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat.
- Umur katalis panjang 12 -18 bulan.
- Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendinginan berlangsung operasi.
- Tidak diperlukan adanya pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
- Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*.

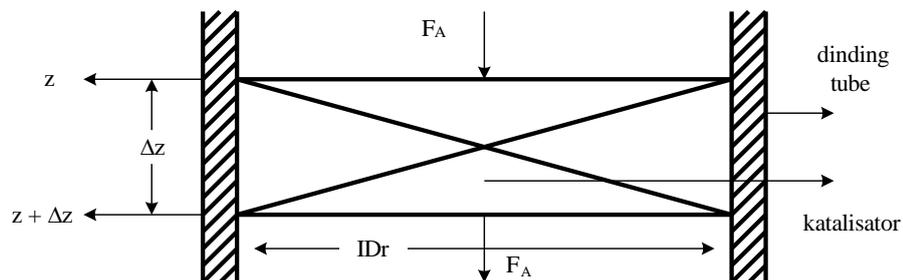
(Iverson & Dervan, n.d.)

2. Persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca Massa Reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan *steady state* dalam reaktor setebal ΔZ dengan konversi X . neraca massa pada elemen volume :

Input – Output – yang bereaksi = 0



Asumsi :

- Steady state*

2. Tidak ada gradien konsentrasi dan suhu ke arah radial
3. Suhu di *interface* katalisator sama dengan suhu fluida
4. Aliran fluida adalah *plug flow* dan tidak ada *backmixing*
5. Aliran fluida merata di seluruh permukaan katalisator
6. Pori-pori terisi penuh oleh fluida

Persamaan perancangan didasarkan pada perubahan konsentrasi, suhu dan tekanan pada suatu elemen volume bed katalisator.

$$\left[\begin{array}{c} \text{rate of} \\ \text{mass in} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{rate of} \\ \text{mass out} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{rate of} \\ \text{reaction} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{rate of} \\ \text{accumulation} \end{array} \right]$$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r)_a \frac{a_v}{P} (1-\varepsilon) A \Delta z = 0$$

$$\frac{dF_A}{dz} = -(-r)_a \frac{a_v}{P} (1-\varepsilon) A$$

Di mana: $F_A = F_{A0} (1-X_A)$

$$dF_A = -F_{A0} dX_A$$

Sehingga:

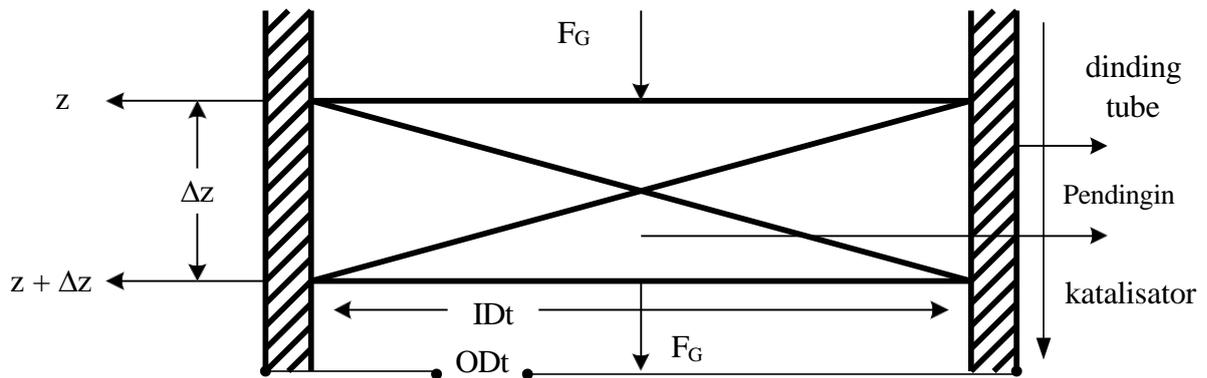
$$-F_{A0} \frac{dX_A}{dz} = -(-r)_a \frac{a_v}{P} (1-\varepsilon) A$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r)_a a_v}{F_{A0} P} (1-\varepsilon) A$$

Tabel 1. Komposisi dengan penghitungan kapasitas

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
H ₂	0,0000	269,9594	2,1867
CH ₄	0,0000	0,0270	0,0270
C ₆ H ₆	3509,4717	0,0000	28,4267
C ₆ H ₁₂	0,0000	0,0000	3748,8176
C ₆ H ₈	3,5130	0,0000	3,5130
Subtotal	3512,9846	269,9864	3782,9710
Total	3782,9710		3782,9710

b. Neraca Panas Elemen Volume



Neraca panas pada elemen volume (*enthalpi* pemanas pada suhu T_R adalah nol)

$$\left[\begin{array}{c} \text{rate of} \\ \text{heat in} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{rate of} \\ \text{heat out} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{rate of} \\ \text{reaction} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{rate of} \\ \text{accumulation} \end{array} \right]$$

$$\sum_R F_i.C_{pi}.(T-T_R) \Big|_Z - \sum_R F_i.C_{pi}.(T-T_R) \Big|_{Z+\Delta Z} - UD.\pi.OD.Nt.\Delta Z.(T-T_R) + (F_{a_0}) \cdot \left[\frac{dx}{dz} \right] \cdot (-\Delta H_R) \cdot \Delta Z = 0$$

$$\text{Limit } \Delta Z \rightarrow 0 \quad \frac{\sum_R F_i.C_{pi}.(T-T_R) \Big|_{Z+\Delta Z} - \sum_R F_i.C_{pi}.(T-T_R) \Big|_Z}{\Delta Z} = (F_{a_0}) \cdot \left[\frac{dx}{dz} \right] \cdot (-\Delta H_R) - UD.\pi.OD.Nt.(T-T_R)$$

$$\sum_R F_i.C_{pi} \frac{dT}{dz} = (F_{a_0}) \cdot \left[\frac{dx}{dz} \right] \cdot (-\Delta H_R) - UD.\pi.OD.Nt.(T-T_P)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(F_{a_0}) \cdot \left[\frac{dx}{dz} \right] \cdot (-\Delta H_R) - UD.\pi.OD.Nt.(T-T_P)}{\sum_R F_i.C_{pi}}$$

c. Neraca Panas Untuk Pendinginan

Pendingin yang dipakai dowtherm a stabil pada suhu 15-400°C. Kapasitas panas yang tinggi, sehingga kebutuhan jumlah pendinginan yang lebih sedikit dibandingkan dengan pendinginan air.

Komposisi Dowtherm A : 73,5 % Diphenyl Oxyde

26,5 % Diphenyl

Sifat fisis Dowtherm A (T dan K) dari Hidrokarbon Processing.

Cp = 0,1152 + 0,0003402 T.cal/gr.K

Densitas (ρ) = 1,3644 - 9,7073 .10⁻⁴ T.g/cm³

Viskositas (μ) = 35,5898 - 6,04212 T(g/cm.J)

Kondisi thermal (k) = 1,512 - 0,0010387 T.cal/g.cm.K

Neraca panas pada pemanas pada elemen volume (*enthalpi* pemanas pada suhu T_R adalah nol).

Rate of input - Rate of output = Rate of accumulation

$$mp.Cpi.(Tp - T_R) \Big|_z - mp.Cps.(Tp - T_R) \Big|_{z+\Delta Z} - UD.\pi.OD.Nt.\Delta Z.(T - Tp) = 0$$

$$\text{Limit } \Delta Z \rightarrow 0 \frac{mp.Cps.(T_P - T_R) \Big|_{z+\Delta Z} - mp.Cps.(T_P - T_R) \Big|_z}{\Delta Z} = UD.\pi.OD.Nt.(T - T_p)$$

$$mp.Cps. \frac{dT_p}{dz} = UD.\pi.OD.Nt.(T - T_p)$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{UD.\pi.OD.Nt}{mp.Cps} .(T - T_p)$$

Keterangan:

Mp = Kecepatan aliran massa pendinginan, kg/jam

Cps = Kapasitas heat pendinginan, kcal/kg, K

d. Penurunan Tekanan

Pressure drop fluida melalui tumpukan padatan katalisator dihitung

dengan persamaan Ergun:

$$\frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho \cdot D_p} \frac{(1-\varepsilon)}{(\varepsilon)^3} \left(\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{D_p} + 1.75 G \right)$$

Keterangan:

G_m = fluks massa fluida, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{jam}$

ρ_f = densitas fluida, kg/m^3

- μ_f = viskositas fluida, kg/m.jam
- ε = porositas katalisator
- Dp = diameter ekivalen partikel katalisator, m
- μ =Viskositas gas

3. Data Sifat Fisis Bahan

a. Menentukan Umpan Yi Masuk Reaktor

Tabel 2. Menentukan umpan Yi masuk reaktor

Komponen	BM	Massa	Mol	Yi
	Kg/Kmol	Kg/Jam	Kmol/Jam	
H ₂	2	269,9594	134,9797	0,7498
CH ₄	16	0,0270	0,0017	0,0000
C ₆ H ₆	78	3509,4717	44,9932	0,2499
C ₆ H ₁₂	84	0,0000	0,0000	0,0000
C ₆ H ₈	92	3,5130	0,0382	0,0195
Total		3782,9710	180,0128	1,0000

b. Menentukan Volume Gas Reaktor

$$Vg = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{p}$$

Keterangan :

Vg = Laju alir volumetrik, cm³/dtk

N = Mol umpan, mol/s (50,0035 mol/s)

T = Temperatur, K (403 ° C)

R = Konstanta gas, cm³.atm/gmol.K (82,05 cm³.atm/gmol.K)

P = Tekanan, atm (1 atm)

Sehingga didapatkan hasil Vg (Volume gas masuk) yaitu 1644785,9640 cm³/s

c. Menentukan Densitas Umpan

Z Umpan masuk reaktor = 0,9948

BM campuran = 21,0150 Kg/Kmol

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z}$$

$$\rho = \frac{(1 \text{ atm}) \times (21,0150 \text{ Kg/Kmol})}{(82,05 \text{ cm}^3 \cdot \frac{\text{atm}}{\text{gmol}} \cdot K) \cdot 403 \text{ k} \cdot 0,9948}$$

$$= 0,0006389 \text{ gr/cm}^3$$

d. Menentukan Viskositas Umpan

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Tabel 3. Data viskositas umpan masuk reaktor

Komponen	A	B	C
H ₂	27,758	0,212	-3,28E-05
CH ₄	3,8435	0,4011	-1,43E-04
C ₆ H ₆	-0,1509	0,2571	-8,98E-06
C ₆ H ₁₂	1,19	0,2454	-3,83E-05
C ₆ H ₈	1,7869	0,2357	-9,35E-06

(Carl L. Yaws, 1999)

Tabel 4. Penghitungan viskositas umpan masuk reaktor 1

Komponen	y _i	η _{gas} (mikropoise)	μ _{gas}	μ _{gas}	μ _{gas}
			(kg/s.m)	(kg/jam.m)	(lb/ft.m)
H ₂	0,7498	107,8670	0,000011	0,038832	0,000009
CH ₄	0,0000	142,2660	0,000014	0,051216	0,000012
C ₆ H ₆	0,2499	101,9858	0,000010	0,036715	0,000009
C ₆ H ₁₂	0,0000	93,8685	0,000009	0,033793	0,000008
C ₆ H ₈	0,0002	95,2393	0,000010	0,034286	0,000008
Total	1,0000	541,2266	0,000054	0,194842	0,000047

Tabel 5. Penghitungan viskositas umpan masuk reaktor 1 (lanjutan)

Komponen	μ _{gas}	μ _{gas}	μ _{gas}	y _i · η _{gas} (mikropoise)
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	(lb/ft.m)	
H ₂	0,0000081	0,029118	0,000007	80,8823
CH ₄	0,0000000	0,000000	0,000000	0,0013
C ₆ H ₆	0,0000025	0,009177	0,000002	25,4908
C ₆ H ₁₂	0,0000000	0,000000	0,000000	0,0000
C ₆ H ₈	0,0000000	0,000007	0,000000	0,0202
Total	0,0000106	0,038302	0,000009	106,3947

$$\mu_{\text{gas}} = 0,000011 \text{ Kg/s.m}$$

$$= 0,000106395 \text{ gr/cm.s}$$

$$= 0,038302 \text{ Kg/m.jam}$$

- e. Menentukan konduktivitas gas umpan

$$K_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Tabel 6. Data konduktivitas umpan masuk reaktor

Komponen	A	B	C
H ₂	0,0395	4,5918E-04	-6,4933E-08
CH ₄	-0,0094	1,4028E-04	3,3180E-08
C ₆ H ₆	-0,0057	3,4493E-05	6,9298E-08
C ₆ H ₁₂	-0,0016	-1,7494E-07	1,4588E-07
C ₆ H ₈	-0,0078	4,4905E-05	6,4514E-08

(Carl L. Yaws, 1999)

Tabel 7. Perhitungan konduktivitas umpan reaktor

Komponen	y _i	k _{gas}	y _i .k _{gas}
		W/m.K	W/m.K
H ₂	0,7498	2,1401E-01	1,6047E-01
CH ₄	0,0000	5,2522E-02	4,9233E-07
C ₆ H ₆	0,2499	1,9505E-02	4,8752E-03
C ₆ H ₁₂	0,0000	2,2032E-02	0,0000E+00
C ₆ H ₈	0,0002	2,0814E-02	4,4152E-06
Total	1,0000	3,2889E-01	1,6535E-01

$$K_{\text{campuran}} = 0,1654 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,5953 \text{ kJ/jam.m.K}$$

$$= 0,1422 \text{ kkal/jam.m.K}$$

$$= 0,0004 \text{ kal/dtk.cm.K}$$

- f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel 8. Data kapasitas panas umpan reaktor

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂	25,399	2,0178E-02	-3,8549E-05	3,1880E-08	-8,7585E-12
CH ₄	34,942	-3,9957E-02	1,9184E-04	-1,5303E-07	3,9321E-11
C ₆ H ₆	-31,368	4,75E-01	-3,11E-04	8,52E-08	-5,05E-12
C ₆ H ₁₂	13,78	0,20742	0,00053682	-6,3012E-07	1,8988E-10
C ₆ H ₈	-24,097	5,22E-01	-2,98E-04	6,12E-08	1,26E-12

(Carl L. Yaws, 1999)

Tabel 9. Penghitungan kapasitas panas campuran

Komponen	Yi	BM	Cp	Cp	Cp	Cpi=yi.Cp
		(kg/kmol)	Joule/mol.K	Kjoule/kmol	Kjoule/kg.K	Kjoule/kg.K
H ₂	0,7498	2	29,1256	29,1256	14,5628	10,9197
CH ₄	0,0000	16	41,0171	41,0171	2,5636	0,0000
C ₆ H ₆	0,2499	78	114,7721	114,7721	1,4714	0,3678
C ₆ H ₁₂	0,0000	84	148,3242	148,3242	1,7658	0,0000
C ₆ H ₈	0,0002	92	141,8149	141,8149	1,5415	0,0003
Total	1,0000	272	475,0539	475,0539	21,9050	11,2878

Tabel 10. Penghitungan kapasitas panas campuran (lanjutan)

Komponen	Fi	Fi.Cpi	Cp.yi
	(kg/jam)	Kjoule/jam.K	Kjoule/kmol.K
H ₂	269,9594	2947,8682	21,8393
CH ₄	0,0270	0,0000	0,0004
C ₆ H ₆	3509,4717	1290,7056	28,6867
C ₆ H ₁₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₆ H ₈	3,5130	0,0011	0,0301
Total	3782,9710	4238,5749	50,5565

$$\begin{aligned} \text{Cp Campuran} &= 50,5565 \text{ Kjoule/Kmol.K} \\ &= 4238,5749 \text{ Kjoule/jam.K} \\ &= 11,2878 \text{ Kjoule/Kg.K} \end{aligned}$$

g. Menentukan panas reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut.

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT$$

(Carl L. Yaws, 1999)

Tabel 11. Data panas reaksi reaktor

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂	25,399	2,0178E-02	-3,8549E-05	3,1880E-08	-8,7585E-12
C ₆ H ₆	34,942	-3,9957E-02	1,9184E-04	-1,5303E-07	3,9321E-11
C ₆ H ₁₂	-31,368	4,75E-01	-3,11E-04	8,52E-08	-5,05E-12

(Carl L. Yaws, 1999)

Tabel 12. Penghitungan panas reaksi reaktor

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/mol)
H ₂	0,00	0	3041,3888	3041,3888
C ₆ H ₆	82,93	82930	10511,9943	10511,9943
C ₆ H ₁₂	-123,14	-123140	13458,7828	13458,7828
Total	-40,21	-40210	27012,1659	27012,1659

Dari data didapatkan :

$$\begin{aligned} \Delta H_{R\ 298} &= \Delta H_f \text{ Produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan} \\ &= -206070 \text{ Kj/kmol} \end{aligned}$$

$$\Delta H_r = 13553,3831 \text{ Kj/kmol}$$

$$\Delta H_p = 13458,7828 \text{ Kj/kmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_R &= -206164,6003 \text{ Kj/kmol} \\ &= -49241,59012 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{R\ \text{Total}} &= -49241,59012 \text{ kkal/kmol} \\ &= -206164,6003 \text{ Kj/kmol} \end{aligned}$$

h. Data sifat katalis (Nikel)

$$\text{Katalis} = \text{Ni/SiO}_2$$

$$\text{Bentuk} = \text{Pellet}$$

$$\text{Diameter} = 0,33528 \text{ cm} = 0,0033528 \text{ m}$$

$$\text{Bulk density} = 614,6520 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Densitas} = 8,9080 \text{ gr/cm}^3$$

$$\text{Porositas} = 0,9310$$

i. Menentukan berat katalis

$$\begin{aligned} w &= \rho_B \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (IDt)^2 \cdot (1 - \epsilon) \cdot Z \\ &= 545,2081 \text{ Kg} \end{aligned}$$

j. Menghitung waktu tinggal

$$V_t = \frac{\pi}{4} \cdot (IDt)^2 \cdot Z \cdot Nt$$

$$V_t = 0,8870 \text{ m}^3$$

$$V_g = \frac{Z_{umpan} \cdot n_{umpan} \cdot R \cdot T}{P}$$

$$V_g = 530458,5972 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$t = \frac{V_g}{V_t}$$

$$t = 0,5980 \text{ s}$$

Jadi waktu tinggal katalis di reaktor adalah 0,5980 s

4. Dimensi Reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pada reaktor ini reaksi yang terjadi yaitu eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa transisi agar koefisien perpindahan panas lebih besar.

Pengaruh ratio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu h_w/h telah diteliti oleh Colburn's (Smith et al., 2018) hal 157 yaitu:

D_p/D_t	0,05	0,1	0,2	0,25	0,3
h_w/h	5,5	77,8	7,5	7	6,6

Dipilih $D_p/D_t = 0,15$

Di mana:

h_w = Koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = Koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = Diameter katalisator

D_t = Diameter *tube*

Sehingga:

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,33528 \text{ cm}$$

$$D_t = 2,2352 \text{ cm} = 0,8807 \text{ in}$$

Dari hasil penghitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Tabel 11. Data ukuran pipa dan spesifikasi

Keterangan	Ukuran	
<i>Nominal pipe size</i>	1 in	2,54 cm
<i>Outside diameter</i>	1,32 in	3,3528 cm
<i>Schedule number</i>	40	
<i>Inside diamter</i>	1,049 in	2,6645 cm
<i>Flow area per pipe</i>	0,864 m ²	5,5742 cm ²
<i>Surface per in ft</i>	0,344 ft ² /ft	

Aliran dalam pipa turbulen dipilih $N_{Re} = 3100$

$$NRe = \frac{Dt \cdot Gt}{\mu}$$

$$Gt = \frac{\mu \cdot NRe}{Dt}$$

Dalam hubungan ini:

μ = Viskositas umpan = 0,000106 g/cm.dtk

Dt = Diameter tube = 2,6645 cm

$$Gt = \frac{(0,000106)(3100)}{2,6645}$$

$Gt = 4456,3040 \text{ Kg/m}^2\text{-jam}$

G umpan total = 3782,9710 Kg/jam

$$At = \frac{G}{Dt}$$

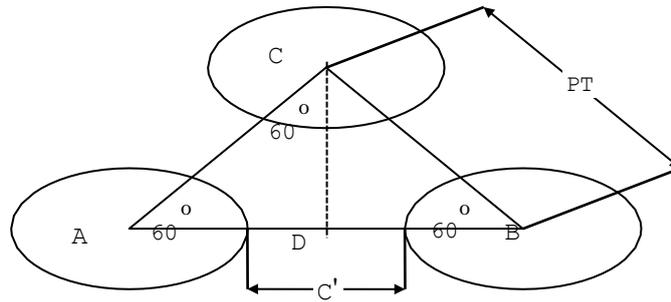
At Luas penampang total = 8489,0326 cm²

$$\begin{aligned} \text{At Luas penampang pipa} &= \frac{\pi}{4} ID^2 = \frac{3,14}{4} (2,6645)^2 \\ &= 5,5730 \text{ cm}^2 = 0,0557 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jumlah pipa dalam reaktor = $\frac{8489,0326}{5,5730} = 1523,2463$ buah

b. Menghitung diameter *shell* dalam reaktor

Direncanakan *tube* disusun dengan pola *triangular pitch*



<i>Pitch tube (PT)</i>	= 1,25 x Odt = 1,65 in = 4,1910 cm
<i>Clearance (C')</i>	= PT - ODT = 0,3300 in = 0,8382 cm

$$IDS = \sqrt{\frac{4 \cdot Nt \cdot PT^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

$$= 175.0767 \text{ cm}$$

$$= 69,3215 \text{ in}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 175.0767 cm = 1,760767 in

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (*Shell*) dihitung dengan persamaan :

$$ts = \frac{P}{f \times E - 0,6P} + C$$

(Persamaan 13.1, hal 254, Brownell, 1959)

Di mana:

ts = tebal *shell*, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum *allowable stress* bahan yang digunakan

r = jari-jari dalam *shell*, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

(Brownell, tabel 13-1, p.251)

Bahan yang digunakan *Carbon Steel SA 283 Grade C*

E = 0,85

f = 12650 Psi

C = 0,125 in

$$r = 69,3215 \text{ in}$$

$$P = 18 \text{ Psi}$$

$$t_s = 0,1819 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding reaktor standar 0,1875 in

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar reaktor} &= ID + 2 \times t_s \\ &= 69,3215 + 2 \times 0,1819 \\ &= 69,6965 \text{ in} \end{aligned}$$

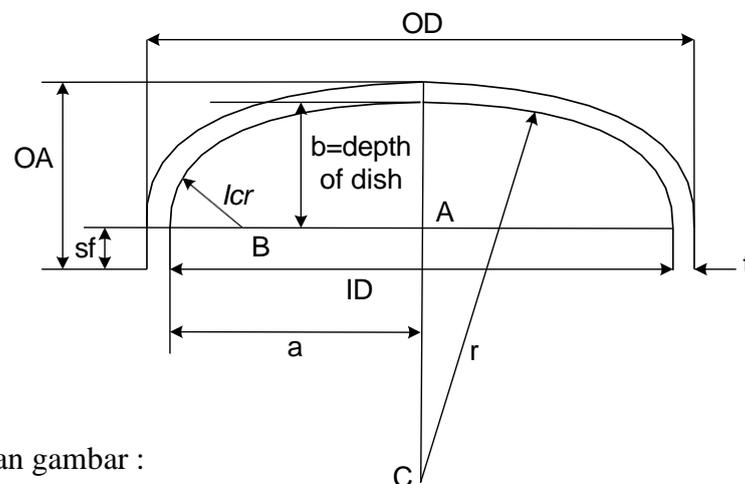
Sehingga dipilih diameter luar reaktor standar = 78 in = 1,9812 m

5. Menghitung *Head* Reaktor

a. Menghitung tebal *head* reaktor

Bentuk *head* : Elipstical Dished Head

Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA 283 Grade C*



Keterangan gambar :

ID : Diameter dalam head

OD : Diameter luar head

a : Jari-jari dalam head

t : Tebal head

r : Jari-jari luar dish

icr : Jari- jari dalam sudut icr

b : Tinggi head

sf : *Straight flange*

OA : Tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$ts = \frac{P.IDs}{2f \times E - 0,2.P} + C$$

P = tekanan desaign,psi = 17,6400 psi

IDs = 69,3215 in

f = 12650 psi

E = 0,85

C = 0,125 in

th = 0,1819 in

dipilih tebal *head* reaktor standar 0,1875 in

b. Menghitung tinggi *head* reaktor

ODs = 78 in

ts = 0,1875 in

Dari tabel 5.7 Brownell hal 91 didapatkan:

icr = 3 in

r = 78 in

a = 34,6608 in

AB = a-icr = 31,6609 in

BC = r-icr = 75,000 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 67,9897 in

B = r-AC = 10,0103 in

Dari tabel 5.6 hal 88 Brownell untuk ts 3/16 in diperoleh nilai $sf = 1^{1/2} - 2$ in. Perancangan menggunakan nilai $sf = 2$.

Tinggi *head* reaktor dihitung dengan persamaan:

$$Hh = th + b + sf$$

$$Hh = 12,1978 \text{ in} = 1,0165 \text{ ft} = 0,3098 \text{ m}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

Tinggi reaktor total = panjang *tube* + (2 x tinggi *head*)

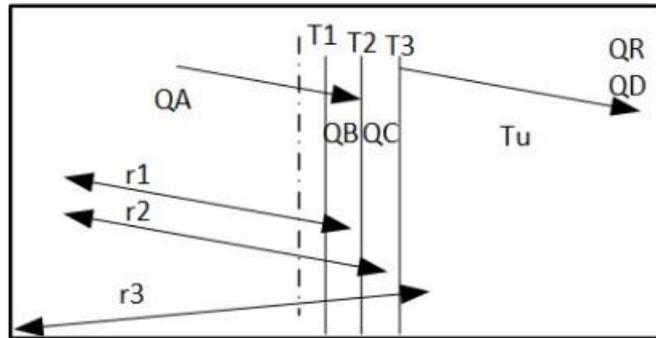
$$HR = 202,7560 + (2 \times 12,1978)$$

$$= 5,7697 \text{ m}$$

6. Tebal Isolasi Reaktor

Asumsi

- Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam *shell* = suhu pendingin rata – rata
- Keadaan *steady state* $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$
- Suhu dinding luar isolasi isotermal



Di mana:

r_1 = Jari – jari dalam reaktor

r_2 = Jari – jari dalam reaktor

r_3 = Jari – jari dalam reaktor

Q_A = Perpindahan konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

K = Perpindahan konduksi melalui dinding reaktor

C = Perpindahan konduksi melalui isolator

F = Perpindahan konveksi dari permukaan luar isolator

Q_R = Perpindahan panas radiasi

T_1 = Suhu dinding dalam reaktor

T_2 = Suhu dinding luar reaktor

T_3 = Suhu isolator luar

T_u = Suhu udara luar

- Sifat- sifat bahan

$K_{is} = 0,17134 \text{ W/m.C}$ ϵ

$= 0,96$

Carbon steel ; ks = 42,5683 W/m.C

- Sifat – sifat fisis udara pada suhu Tf (Holman, 1988, Daftar A-5)

$$\begin{aligned} T_f &= 313,15 \text{ K} \\ v &= 0,000017 \text{ m}^2/\text{s} \\ k &= 0,027237 \text{ W/m.C} \\ Pr &= 0,70489 \\ \beta &= 0,0032 \text{ K}^{-1} \\ \mu &= 0,00001906 \text{ kg/m.s} \\ g &= 9,80 \text{ m/s}^2 \\ r_3 &= r^2 + x \\ r_1 &= 0,8804 \text{ m} \\ r_2 &= 0,9906 \text{ m} \\ L &= 5,1500 \text{ m} \end{aligned}$$

- Perpindahan panas konduksi

$$\begin{aligned} QB &= \frac{(2 \cdot \mu \cdot ks \cdot L)(T_1 - T_2)}{\ln \left(\frac{r_2}{r_1} \right)} \\ &= 11671,9196 \times (T_1 - T_2) \dots\dots a \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} QC &= \frac{(2 \cdot \mu \cdot kis \cdot L)(T_2 - T_3)}{\ln \left(\frac{r_3}{r_2} \right)} \\ QC &= 5,5415 \times (T_2 - T_3) / \ln (0,3048 + x/0,3048) \dots\dots b \end{aligned}$$

- Perpindahan panas konveksi

$$\begin{aligned} Q_D &= hc \cdot A \cdot (T_3 - T_u) \\ Q_D &= hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_u) \\ &= 2300,0900 \times (0,3048 + x) \dots\dots c \end{aligned}$$

- Panas radiasi

$$\begin{aligned} QR &= \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot ((T_3^4) - (T_u^4)) \\ QR &= \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot ((T_3^4) - (T_u^4)) \end{aligned}$$

$$= 4328,4703 \times (0,3048 + x) \dots\dots\dots d$$

Kemudian di-trial dengan menggunakan persamaan a,b,c dan d sehingga didapat:

$$T_2 = 337,9354 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi} = 0,21917 \text{ m} = 21,9173 \text{ cm}$$

Tabel 12. Hasil simulasi penghitungan menggunakan persamaan runge kutta

Z(m)	xa	T(K)	Tp(K)	P(mmHg)
0,00	0,0000	403,1500	298,1500	760,0000
0,01	0,0014	402,8090	298,3181	760,0000
0,02	0,0028	402,4734	298,4854	760,0000
0,03	0,0042	402,1430	298,6519	760,0000
0,04	0,0056	401,8179	298,8176	760,0000
0,05	0,0069	401,4978	298,9825	760,0000
0,06	0,0083	401,1829	299,1467	760,0000
0,07	0,0097	400,8729	299,3101	760,0000
0,08	0,0111	400,5679	299,4727	760,0000
0,09	0,0125	400,2677	299,6346	760,0000
0,10	0,0139	399,9724	299,7957	760,0000
0,11	0,0153	399,6818	299,9562	760,0000
0,12	0,0167	399,3959	300,1159	760,0000
0,13	0,0181	399,1146	300,2749	760,0000
0,14	0,0195	398,8379	300,4332	760,0000
0,15	0,0208	398,5657	300,5908	760,0000
0,16	0,0222	398,2980	300,7478	760,0000
0,17	0,0236	398,0347	300,9040	760,0000
0,18	0,0250	397,7757	301,0596	760,0000
0,19	0,0264	397,5210	301,2146	760,0000
0,20	0,0278	397,2706	301,3688	760,0000
0,21	0,0292	397,0243	301,5225	760,0000
0,22	0,0306	396,7822	301,6755	760,0000
0,23	0,0320	396,5442	301,8279	760,0000
0,24	0,0334	396,3102	301,9796	760,0000
0,25	0,0348	396,0802	302,1307	760,0000
0,26	0,0362	395,8542	302,2813	760,0000
0,27	0,0376	395,6320	302,4312	760,0000
0,28	0,0389	395,4137	302,5806	760,0000
0,29	0,0403	395,1992	302,7293	760,0000
0,30	0,0417	394,9885	302,8775	760,0000
0,31	0,0431	394,7814	303,0251	760,0000
0,32	0,0445	394,5780	303,1722	760,0000

Z(m)	xa	T(K)	Tp(K)	P(mmHg)
0,33	0,0459	394,3783	303,3187	760,0000
0,34	0,0473	394,1821	303,4646	760,0000
0,35	0,0487	393,9894	303,6100	760,0000
0,36	0,0501	393,8003	303,7549	760,0000
0,37	0,0515	393,6146	303,8992	760,0000
0,38	0,0529	393,4323	304,0430	760,0000
0,39	0,0543	393,2534	304,1863	760,0000
0,40	0,0557	393,0778	304,3291	760,0000
0,41	0,0571	392,9055	304,4713	760,0000
0,42	0,0585	392,7365	304,6131	760,0000
0,43	0,0599	392,5707	304,7544	760,0000
0,44	0,0613	392,4081	304,8952	760,0000
0,45	0,0627	392,2486	305,0355	760,0000
0,46	0,0641	392,0923	305,1753	760,0000
0,47	0,0655	391,9390	305,3147	760,0000
0,48	0,0669	391,7888	305,4535	760,0000
0,49	0,0683	391,6415	305,5920	760,0000
0,50	0,0697	391,4973	305,7300	760,0000
0,51	0,0711	391,3559	305,8675	760,0000
0,52	0,0725	391,2175	306,0046	760,0000
0,53	0,0739	391,0820	306,1412	760,0000
0,54	0,0753	390,9493	306,2774	760,0000
0,55	0,0767	390,8194	306,4132	760,0000
0,56	0,0781	390,6923	306,5486	760,0000
0,57	0,0795	390,5680	306,6835	760,0000
0,58	0,0809	390,4463	306,8181	760,0000
0,59	0,0824	390,3274	306,9522	760,0000
0,60	0,0838	390,2111	307,0859	760,0000
0,61	0,0852	390,0974	307,2193	760,0000
0,62	0,0866	389,9864	307,3522	760,0000
0,63	0,0880	389,8779	307,4848	760,0000
0,64	0,0894	389,7720	307,6169	760,0000
0,65	0,0908	389,6686	307,7487	760,0000
0,66	0,0922	389,5676	307,8801	760,0000
0,67	0,0936	389,4692	308,0112	760,0000
0,68	0,0951	389,3732	308,1418	760,0000
0,69	0,0965	389,2796	308,2722	760,0000
0,70	0,0979	389,1884	308,4021	760,0000
0,71	0,0993	389,0996	308,5317	760,0000
0,72	0,1007	389,0131	308,6610	760,0000
0,73	0,1021	388,9289	308,7899	760,0000
0,74	0,1035	388,8470	308,9185	760,0000
0,75	0,1050	388,7674	309,0468	760,0000

Z(m)	xa	T(K)	 Tp(K)	P(mmHg)
0,76	0,1064	388,6900	309,1747	760,0000
0,77	0,1078	388,6148	309,3023	760,0000
0,78	0,1092	388,5419	309,4296	760,0000
0,79	0,1106	388,4711	309,5565	760,0000
0,80	0,1121	388,4025	309,6832	760,0000
0,81	0,1135	388,3360	309,8095	760,0000
0,82	0,1149	388,2716	309,9355	760,0000
0,83	0,1163	388,2093	310,0612	760,0000
0,84	0,1178	388,1491	310,1866	760,0000
0,85	0,1192	388,0910	310,3118	760,0000
0,86	0,1206	388,0348	310,4366	760,0000
0,87	0,1220	387,9807	310,5612	760,0000
0,88	0,1235	387,9286	310,6854	760,0000
0,89	0,1249	387,8784	310,8094	760,0000
0,90	0,1263	387,8302	310,9331	760,0000
0,91	0,1278	387,7839	311,0565	760,0000
0,92	0,1292	387,7395	311,1797	760,0000
0,93	0,1306	387,6971	311,3026	760,0000
0,94	0,1321	387,6565	311,4252	760,0000
0,95	0,1335	387,6177	311,5476	760,0000
0,96	0,1349	387,5809	311,6697	760,0000
0,97	0,1364	387,5458	311,7916	760,0000
0,98	0,1378	387,5125	311,9132	760,0000
0,99	0,1392	387,4811	312,0346	760,0000
1,00	0,1407	387,4514	312,1557	760,0000
1,01	0,1421	387,4234	312,2766	760,0000
1,02	0,1436	387,3972	312,3973	760,0000
1,03	0,1450	387,3728	312,5177	760,0000
1,04	0,1464	387,3500	312,6379	760,0000
1,05	0,1479	387,3290	312,7579	760,0000
1,06	0,1493	387,3096	312,8776	760,0000
1,07	0,1508	387,2919	312,9971	760,0000
1,08	0,1522	387,2758	313,1164	760,0000
1,09	0,1537	387,2614	313,2355	760,0000
1,10	0,1551	387,2485	313,3544	760,0000
1,11	0,1566	387,2373	313,4731	760,0000
1,12	0,1580	387,2277	313,5915	760,0000
1,13	0,1595	387,2197	313,7098	760,0000
1,14	0,1609	387,2132	313,8278	760,0000
1,15	0,1624	387,2083	313,9457	760,0000
1,16	0,1638	387,2049	314,0634	760,0000
1,17	0,1653	387,2031	314,1808	760,0000
1,18	0,1667	387,2027	314,2981	760,0000

Z(m)	xa	T(K)	 Tp(K)	P(mmHg)
1,19	0,1682	387,2039	314,4152	760,0000
1,20	0,1697	387,2065	314,5321	760,0000
1,21	0,1711	387,2106	314,6489	760,0000
1,22	0,1726	387,2162	314,7654	760,0000
1,23	0,1741	387,2232	314,8818	760,0000
1,24	0,1755	387,2317	314,9980	760,0000
1,25	0,1770	387,2416	315,1141	760,0000
1,26	0,1784	387,2529	315,2299	760,0000
1,27	0,1799	387,2656	315,3456	760,0000
1,28	0,1814	387,2797	315,4612	760,0000
1,29	0,1828	387,2952	315,5765	760,0000
1,30	0,1843	387,3121	315,6918	760,0000
1,31	0,1858	387,3303	315,8068	760,0000
1,32	0,1873	387,3499	315,9217	760,0000
1,33	0,1887	387,3708	316,0365	760,0000
1,34	0,1902	387,3930	316,1511	760,0000
1,35	0,1917	387,4166	316,2656	760,0000
1,36	0,1932	387,4414	316,3799	760,0000
1,37	0,1946	387,4676	316,4941	760,0000
1,38	0,1961	387,4950	316,6081	760,0000
1,39	0,1976	387,5238	316,7220	760,0000
1,40	0,1991	387,5538	316,8358	760,0000
1,41	0,2006	387,5850	316,9494	760,0000
1,42	0,2020	387,6175	317,0629	760,0000
1,43	0,2035	387,6513	317,1763	760,0000
1,44	0,2050	387,6863	317,2895	760,0000
1,45	0,2065	387,7225	317,4027	760,0000
1,46	0,2080	387,7599	317,5157	760,0000
1,47	0,2095	387,7986	317,6285	760,0000
1,48	0,2110	387,8384	317,7413	760,0000
1,49	0,2125	387,8795	317,8540	760,0000
1,50	0,2140	387,9217	317,9665	760,0000
1,51	0,2155	387,9651	318,0789	760,0000
1,52	0,2170	388,0096	318,1912	760,0000
1,53	0,2185	388,0553	318,3035	760,0000
1,54	0,2200	388,1022	318,4156	760,0000
1,55	0,2215	388,1502	318,5276	760,0000
1,56	0,2230	388,1994	318,6395	760,0000
1,57	0,2245	388,2497	318,7513	760,0000
1,58	0,2260	388,3011	318,8630	760,0000
1,59	0,2275	388,3536	318,9746	760,0000
1,60	0,2290	388,4072	319,0861	760,0000
1,61	0,2305	388,4620	319,1976	760,0000

Z(m)	xa	T(K)	TP(K)	P(mmHg)
1,62	0,2320	388,5178	319,3089	760,0000
1,63	0,2335	388,5747	319,4201	760,0000
1,64	0,2350	388,6327	319,5313	760,0000
1,65	0,2365	388,6918	319,6424	760,0000
1,66	0,2381	388,7519	319,7534	760,0000
1,67	0,2396	388,8131	319,8643	760,0000
1,68	0,2411	388,8754	319,9752	760,0000
1,69	0,2426	388,9387	320,0859	760,0000
1,70	0,2441	389,0031	320,1966	760,0000
1,71	0,2457	389,0685	320,3072	760,0000
1,72	0,2472	389,1349	320,4178	760,0000
1,73	0,2487	389,2024	320,5283	760,0000
1,74	0,2502	389,2709	320,6387	760,0000
1,75	0,2518	389,3404	320,7490	760,0000
1,76	0,2533	389,4109	320,8593	760,0000
1,77	0,2548	389,4824	320,9695	760,0000
1,78	0,2564	389,5549	321,0797	760,0000
1,79	0,2579	389,6284	321,1898	760,0000
1,80	0,2594	389,7029	321,2998	760,0000
1,81	0,2610	389,7784	321,4098	760,0000
1,82	0,2625	389,8549	321,5197	760,0000
1,83	0,2641	389,9324	321,6296	760,0000
1,84	0,2656	390,0108	321,7394	760,0000
1,85	0,2671	390,0902	321,8492	760,0000
1,86	0,2687	390,1706	321,9590	760,0000
1,87	0,2702	390,2519	322,0687	760,0000
1,88	0,2718	390,3341	322,1783	760,0000
1,89	0,2733	390,4174	322,2879	760,0000
1,90	0,2749	390,5015	322,3975	760,0000
1,91	0,2764	390,5867	322,5070	760,0000
1,92	0,2780	390,6727	322,6165	760,0000
1,93	0,2795	390,7597	322,7259	760,0000
1,94	0,2811	390,8476	322,8353	760,0000
1,95	0,2827	390,9365	322,9447	760,0000
1,96	0,2842	391,0262	323,0541	760,0000
1,97	0,2858	391,1169	323,1634	760,0000
1,98	0,2874	391,2085	323,2727	760,0000
1,99	0,2889	391,3010	323,3819	760,0000
2,00	0,2905	391,3945	323,4912	760,0000
2,01	0,2921	391,4888	323,6004	760,0000
2,02	0,2936	391,5840	323,7096	760,0000
2,03	0,2952	391,6802	323,8187	760,0000
2,04	0,2968	391,7772	323,9279	760,0000

Z(m)	xa	T(K)	Tp(K)	P(mmHg)
2,06	0,2999	391,9740	324,1461	760,0000
2,07	0,3015	392,0737	324,2553	760,0000
2,08	0,3031	392,1743	324,3643	760,0000
2,09	0,3047	392,2757	324,4734	760,0000
2,10	0,3063	392,3781	324,5825	760,0000
2,11	0,3079	392,4813	324,6915	760,0000
2,12	0,3094	392,5855	324,8006	760,0000
2,13	0,3110	392,6904	324,9096	760,0000
2,14	0,3126	392,7963	325,0187	760,0000
2,15	0,3142	392,9030	325,1277	760,0000
2,16	0,3158	393,0106	325,2367	760,0000
2,17	0,3174	393,1191	325,3458	760,0000
2,18	0,3190	393,2284	325,4548	760,0000
2,19	0,3206	393,3386	325,5638	760,0000
2,20	0,3222	393,4496	325,6728	760,0000
2,21	0,3238	393,5615	325,7819	760,0000
2,22	0,3254	393,6743	325,8909	760,0000
2,23	0,3270	393,7879	326,0000	760,0000
2,24	0,3287	393,9024	326,1090	760,0000
2,25	0,3303	394,0177	326,2181	760,0000
2,26	0,3319	394,1338	326,3272	760,0000
2,27	0,3335	394,2509	326,4363	760,0000
2,28	0,3351	394,3687	326,5454	760,0000
2,29	0,3367	394,4874	326,6545	760,0000
2,30	0,3384	394,6070	326,7637	760,0000
2,31	0,3400	394,7273	326,8728	760,0000
2,32	0,3416	394,8486	326,9820	760,0000
2,33	0,3432	394,9706	327,0912	760,0000
2,34	0,3449	395,0935	327,2004	760,0000
2,35	0,3465	395,2173	327,3097	760,0000
2,36	0,3481	395,3419	327,4189	760,0000
2,37	0,3498	395,4673	327,5282	760,0000
2,38	0,3514	395,5936	327,6376	760,0000
2,39	0,3530	395,7207	327,7469	760,0000
2,40	0,3547	395,8486	327,8563	760,0000
2,41	0,3563	395,9774	327,9657	760,0000
2,42	0,3580	396,1070	328,0752	760,0000
2,43	0,3596	396,2374	328,1846	760,0000
2,44	0,3613	396,3687	328,2942	760,0000
2,45	0,3629	396,5008	328,4037	760,0000
2,46	0,3646	396,6337	328,5133	760,0000
2,47	0,3662	396,7675	328,6229	760,0000
2,48	0,3679	396,9021	328,7326	760,0000

Z(m)	xa	T(K)	TP(K)	P(mmHg)
2,50	0,3712	397,1738	328,9520	760,0000
2,51	0,3729	397,3109	329,0618	760,0000
2,52	0,3746	397,4488	329,1717	760,0000
2,53	0,3762	397,5876	329,2816	760,0000
2,54	0,3779	397,7272	329,3915	760,0000
2,55	0,3796	397,8677	329,5015	760,0000
2,56	0,3813	398,0089	329,6115	760,0000
2,57	0,3829	398,1511	329,7216	760,0000
2,58	0,3846	398,2940	329,8317	760,0000
2,59	0,3863	398,4378	329,9419	760,0000
2,60	0,3880	398,5824	330,0522	760,0000
2,61	0,3897	398,7279	330,1625	760,0000
2,62	0,3914	398,8742	330,2728	760,0000
2,63	0,3931	399,0213	330,3833	760,0000
2,64	0,3947	399,1693	330,4937	760,0000
2,65	0,3964	399,3182	330,6043	760,0000
2,66	0,3981	399,4678	330,7149	760,0000
2,67	0,3998	399,6183	330,8256	760,0000
2,68	0,4016	399,7697	330,9363	760,0000
2,69	0,4033	399,9219	331,0471	760,0000
2,70	0,4050	400,0750	331,1580	760,0000
2,71	0,4067	400,2289	331,2689	760,0000
2,72	0,4084	400,3837	331,3799	760,0000
2,73	0,4101	400,5393	331,4910	760,0000
2,74	0,4118	400,6958	331,6021	760,0000
2,75	0,4135	400,8531	331,7134	760,0000
2,76	0,4153	401,0113	331,8247	760,0000
2,77	0,4170	401,1703	331,9360	760,0000
2,78	0,4187	401,3302	332,0475	760,0000
2,79	0,4205	401,4910	332,1590	760,0000
2,80	0,4222	401,6527	332,2707	760,0000
2,81	0,4239	401,8152	332,3824	760,0000
2,82	0,4257	401,9786	332,4941	760,0000
2,83	0,4274	402,1428	332,6060	760,0000
2,84	0,4291	402,3080	332,7180	760,0000
2,85	0,4309	402,4740	332,8300	760,0000
2,86	0,4326	402,6409	332,9421	760,0000
2,87	0,4344	402,8087	333,0543	760,0000
2,88	0,4361	402,9773	333,1666	760,0000
2,89	0,4379	403,1469	333,2790	760,0000
2,90	0,4397	403,3174	333,3915	760,0000
2,91	0,4414	403,4887	333,5041	760,0000
2,92	0,4432	403,6610	333,6168	760,0000

Z(m)	xa	T(K)	Tp(K)	P(mmHg)
2,94	0,4467	404,0082	333,8425	760,0000
2,95	0,4485	404,1831	333,9554	760,0000
2,96	0,4503	404,3590	334,0685	760,0000
2,97	0,4521	404,5358	334,1817	760,0000
2,98	0,4538	404,7135	334,2950	760,0000
2,99	0,4556	404,8921	334,4084	760,0000
3,00	0,4574	405,0717	334,5219	760,0000
3,01	0,4592	405,2522	334,6355	760,0000
3,02	0,4610	405,4336	334,7492	760,0000
3,03	0,4628	405,6159	334,8630	760,0000
3,04	0,4646	405,7992	334,9769	760,0000
3,05	0,4664	405,9835	335,0910	760,0000
3,06	0,4682	406,1687	335,2051	760,0000
3,07	0,4700	406,3548	335,3194	760,0000
3,08	0,4718	406,5419	335,4338	760,0000
3,09	0,4736	406,7300	335,5483	760,0000
3,10	0,4754	406,9191	335,6630	760,0000
3,11	0,4773	407,1091	335,7777	760,0000
3,12	0,4791	407,3001	335,8926	760,0000
3,13	0,4809	407,4920	336,0076	760,0000
3,14	0,4827	407,6850	336,1227	760,0000
3,15	0,4846	407,8789	336,2380	760,0000
3,16	0,4864	408,0739	336,3533	760,0000
3,17	0,4882	408,2698	336,4689	760,0000
3,18	0,4901	408,4668	336,5845	760,0000
3,19	0,4919	408,6648	336,7003	760,0000
3,20	0,4938	408,8638	336,8162	760,0000
3,21	0,4956	409,0638	336,9322	760,0000
3,22	0,4975	409,2649	337,0484	760,0000
3,23	0,4993	409,4670	337,1647	760,0000
3,24	0,5012	409,6701	337,2812	760,0000
3,25	0,5030	409,8743	337,3977	760,0000
3,26	0,5049	410,0795	337,5145	760,0000
3,27	0,5068	410,2858	337,6314	760,0000
3,28	0,5087	410,4932	337,7484	760,0000
3,29	0,5105	410,7017	337,8656	760,0000
3,30	0,5124	410,9112	337,9829	760,0000
3,31	0,5143	411,1218	338,1004	760,0000
3,32	0,5162	411,3335	338,2180	760,0000
3,33	0,5181	411,5464	338,3358	760,0000
3,34	0,5200	411,7603	338,4537	760,0000
3,35	0,5219	411,9754	338,5718	760,0000
3,36	0,5238	412,1915	338,6900	760,0000

Z(m)	xa	T(K)	 Tp(K)	P(mmHg)
3,38	0,5276	412,6273	338,9270	760,0000
3,39	0,5295	412,8470	339,0457	760,0000
3,40	0,5314	413,0677	339,1646	760,0000
3,41	0,5333	413,2897	339,2837	760,0000
3,42	0,5352	413,5128	339,4029	760,0000
3,43	0,5372	413,7371	339,5223	760,0000
3,44	0,5391	413,9626	339,6418	760,0000
3,45	0,5410	414,1893	339,7616	760,0000
3,46	0,5430	414,4172	339,8815	760,0000
3,47	0,5449	414,6464	340,0016	760,0000
3,48	0,5469	414,8767	340,1218	760,0000
3,49	0,5488	415,1083	340,2423	760,0000
3,50	0,5508	415,3412	340,3629	760,0000
3,51	0,5527	415,5753	340,4837	760,0000
3,52	0,5547	415,8107	340,6047	760,0000
3,53	0,5566	416,0474	340,7258	760,0000
3,54	0,5586	416,2854	340,8472	760,0000
3,55	0,5606	416,5247	340,9688	760,0000
3,56	0,5626	416,7653	341,0905	760,0000
3,57	0,5645	417,0072	341,2124	760,0000
3,58	0,5665	417,2504	341,3346	760,0000
3,59	0,5685	417,4950	341,4569	760,0000
3,60	0,5705	417,7410	341,5794	760,0000
3,61	0,5725	417,9884	341,7021	760,0000
3,62	0,5745	418,2371	341,8251	760,0000
3,63	0,5765	418,4872	341,9482	760,0000
3,64	0,5785	418,7388	342,0715	760,0000
3,65	0,5805	418,9917	342,1951	760,0000
3,66	0,5826	419,2462	342,3188	760,0000
3,67	0,5846	419,5020	342,4428	760,0000
3,68	0,5866	419,7593	342,5670	760,0000
3,69	0,5886	420,0182	342,6914	760,0000
3,70	0,5907	420,2785	342,8160	760,0000
3,71	0,5927	420,5403	342,9408	760,0000
3,72	0,5948	420,8036	343,0659	760,0000
3,73	0,5968	421,0685	343,1912	760,0000
3,74	0,5989	421,3350	343,3167	760,0000
3,75	0,6009	421,6030	343,4424	760,0000
3,76	0,6030	421,8726	343,5684	760,0000
3,77	0,6051	422,1438	343,6946	760,0000
3,78	0,6071	422,4167	343,8210	760,0000
3,79	0,6092	422,6911	343,9477	760,0000
3,80	0,6113	422,9673	344,0746	760,0000

Z(m)	xa	T(K)	TP(K)	P(mmHg)
3,82	0,6155	423,5246	344,3292	760,0000
3,83	0,6176	423,8058	344,4568	760,0000
3,84	0,6197	424,0888	344,5847	760,0000
3,85	0,6218	424,3735	344,7129	760,0000
3,86	0,6239	424,6600	344,8413	760,0000
3,87	0,6260	424,9482	344,9700	760,0000
3,88	0,6282	425,2383	345,0989	760,0000
3,89	0,6303	425,5303	345,2281	760,0000
3,90	0,6324	425,8241	345,3575	760,0000
3,91	0,6346	426,1197	345,4872	760,0000
3,92	0,6367	426,4173	345,6172	760,0000
3,93	0,6389	426,7168	345,7475	760,0000
3,94	0,6410	427,0182	345,8780	760,0000
3,95	0,6432	427,3216	346,0088	760,0000
3,96	0,6454	427,6271	346,1399	760,0000
3,97	0,6476	427,9345	346,2713	760,0000
3,98	0,6497	428,2440	346,4029	760,0000
3,99	0,6519	428,5556	346,5349	760,0000
4,00	0,6541	428,8692	346,6671	760,0000
4,01	0,6563	429,1851	346,7997	760,0000
4,02	0,6585	429,5030	346,9325	760,0000
4,03	0,6607	429,8232	347,0656	760,0000
4,04	0,6630	430,1456	347,1991	760,0000
4,05	0,6652	430,4702	347,3328	760,0000
4,06	0,6674	430,7971	347,4669	760,0000
4,07	0,6696	431,1263	347,6013	760,0000
4,08	0,6719	431,4579	347,7359	760,0000
4,09	0,6741	431,7918	347,8709	760,0000
4,10	0,6764	432,1282	348,0063	760,0000
4,11	0,6787	432,4670	348,1419	760,0000
4,12	0,6809	432,8083	348,2779	760,0000
4,13	0,6832	433,1521	348,4142	760,0000
4,14	0,6855	433,4985	348,5509	760,0000
4,15	0,6878	433,8475	348,6879	760,0000
4,16	0,6901	434,1991	348,8252	760,0000
4,17	0,6924	434,5534	348,9629	760,0000
4,18	0,6947	434,9105	349,1010	760,0000
4,19	0,6970	435,2703	349,2394	760,0000
4,20	0,6994	435,6329	349,3781	760,0000
4,21	0,7017	435,9983	349,5173	760,0000
4,22	0,7040	436,3667	349,6568	760,0000
4,23	0,7064	436,7380	349,7966	760,0000
4,24	0,7087	437,1123	349,9369	760,0000

Z(m)	xa	T(K)	Tp(K)	P(mmHg)
4,26	0,7135	437,8702	350,2185	760,0000
4,27	0,7159	438,2538	350,3599	760,0000
4,28	0,7183	438,6406	350,5017	760,0000
4,29	0,7207	439,0308	350,6439	760,0000
4,30	0,7231	439,4242	350,7865	760,0000
4,31	0,7255	439,8210	350,9295	760,0000
4,32	0,7279	440,2213	351,0729	760,0000
4,33	0,7303	440,6251	351,2167	760,0000
4,34	0,7328	441,0325	351,3610	760,0000
4,35	0,7352	441,4435	351,5057	760,0000
4,36	0,7377	441,8583	351,6508	760,0000
4,37	0,7402	442,2769	351,7963	760,0000
4,38	0,7426	442,6993	351,9423	760,0000
4,39	0,7451	443,1256	352,0888	760,0000
4,40	0,7476	443,5560	352,2357	760,0000
4,41	0,7501	443,9905	352,3831	760,0000
4,42	0,7527	444,4292	352,5309	760,0000
4,43	0,7552	444,8722	352,6792	760,0000
4,44	0,7577	445,3195	352,8280	760,0000
4,45	0,7603	445,7713	352,9773	760,0000
4,46	0,7628	446,2277	353,1271	760,0000
4,47	0,7654	446,6888	353,2774	760,0000
4,48	0,7680	447,1546	353,4281	760,0000
4,49	0,7706	447,6253	353,5794	760,0000
4,50	0,7732	448,1010	353,7313	760,0000
4,51	0,7758	448,5818	353,8836	760,0000
4,52	0,7784	449,0679	354,0365	760,0000
4,53	0,7811	449,5593	354,1899	760,0000
4,54	0,7837	450,0562	354,3439	760,0000
4,55	0,7864	450,5588	354,4984	760,0000
4,56	0,7891	451,0671	354,6535	760,0000
4,57	0,7918	451,5813	354,8092	760,0000
4,58	0,7945	452,1017	354,9655	760,0000
4,59	0,7972	452,6283	355,1223	760,0000
4,60	0,7999	453,1613	355,2798	760,0000
4,61	0,8027	453,7009	355,4379	760,0000
4,62	0,8054	454,2472	355,5966	760,0000
4,63	0,8082	454,8006	355,7559	760,0000
4,64	0,8110	455,3611	355,9159	760,0000
4,65	0,8138	455,9290	356,0765	760,0000
4,66	0,8166	456,5045	356,2378	760,0000
4,67	0,8195	457,0878	356,3998	760,0000
4,68	0,8223	457,6793	356,5625	760,0000

Z(m)	xa	T(K)	TP(K)	P(mmHg)
4,70	0,8281	458,8875	356,8899	760,0000
4,71	0,8310	459,5049	357,0548	760,0000
4,72	0,8339	460,1314	357,2203	760,0000
4,73	0,8368	460,7675	357,3866	760,0000
4,74	0,8398	461,4135	357,5537	760,0000
4,75	0,8428	462,0697	357,7216	760,0000
4,76	0,8458	462,7366	357,8902	760,0000
4,77	0,8488	463,4144	358,0597	760,0000
4,78	0,8519	464,1037	358,2301	760,0000
4,79	0,8549	464,8050	358,4012	760,0000
4,80	0,8580	465,5186	358,5733	760,0000
4,81	0,8611	466,2452	358,7462	760,0000
4,82	0,8643	466,9853	358,9201	760,0000
4,83	0,8674	467,7395	359,0948	760,0000
4,84	0,8706	468,5085	359,2706	760,0000
4,85	0,8738	469,2928	359,4473	760,0000
4,86	0,8771	470,0934	359,6250	760,0000
4,87	0,8803	470,9111	359,8037	760,0000
4,88	0,8836	471,7466	359,9835	760,0000
4,89	0,8870	472,6010	360,1644	760,0000
4,90	0,8903	473,4754	360,3464	760,0000
4,91	0,8937	474,3708	360,5296	760,0000
4,92	0,8972	475,2887	360,7139	760,0000
4,93	0,9006	476,2303	360,8994	760,0000
4,94	0,9041	477,1972	361,0862	760,0000
4,95	0,9077	478,1912	361,2743	760,0000
4,96	0,9113	479,2142	361,4637	760,0000
4,97	0,9149	480,2684	361,6545	760,0000
4,98	0,9186	481,3562	361,8468	760,0000
4,99	0,9224	482,4805	362,0406	760,0000
5,00	0,9262	483,6445	362,2359	760,0000
5,01	0,9300	484,8519	362,4328	760,0000
5,02	0,9340	486,1071	362,6315	760,0000
5,03	0,9380	487,4152	362,8319	760,0000
5,04	0,9420	488,7823	363,0342	760,0000
5,05	0,9462	490,2159	363,2385	760,0000
5,06	0,9504	491,7250	363,4448	760,0000
5,07	0,9548	493,3211	363,6534	760,0000
5,08	0,9592	495,0190	363,8644	760,0000
5,09	0,9638	496,8378	364,0780	760,0000
5,10	0,9686	498,8042	364,2944	760,0000
5,11	0,9735	500,9559	364,5139	760,0000
5,12	0,9787	503,3508	364,7369	760,0000

Z(m)	xa	T(K)	Tp(K)	P(mmHg)
5,13	0,9841	506,0846	364,9639	760,0000
5,14	0,9898	509,3390	365,1958	760,0000
5,15	0,9971	513,5504	365,4341	760,0000

Kesimpulan:

Konversi (X)	0,9971
Suhu gas masuk (T in)	403,15 K
Suhu gas keluar (T out)	403,65 K
Z (Panjang pipa tube)	5,15 m
Tekanan masuk (P in)	1 atm
Tekanan masuk (P out)	1 atm
Diameter <i>Shell</i> (IDS)	175.0767 cm
Suhu pendingin masuk (Ts in)	298,15 K
Suhu pendingin keluar (Ts out)	365,4341 K

LAMPIRAN B
FLASH DRUM

Fungsi : Memisahkan hasil atas reaktor berupa campuran uap dan cair diinginkan
C₆H₆ sebagai top produk FD-01.

Jenis : Tangki silinder tegak

A. Kondisi Umpan dan Sifat Fisis Komponen

Suhu (Tf) = 55°C = 328,1500 K

Tekanan (Pf) = 3 atm = 2280 mmHg

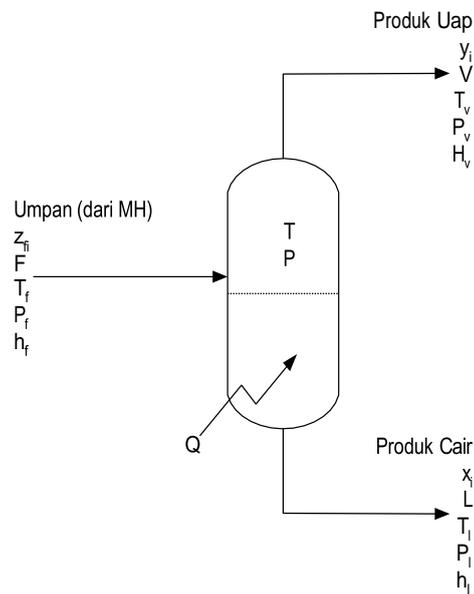
Tabel 13. Komposisi Umpan dan Sifat Fisis

Komponen	Input		Zf (fraksi mol)	T uap (titik didih)
	kg/jam	kmol/jam		Kelvin
H ₂	2,1867	1,0933	0,0237	20,2500
CH ₄	0,0270	0,0017	0,0000	111,6500
C ₆ H ₆	28,4267	0,3644	0,0079	353,2400
C ₆ H ₁₂	3748,8176	44,6288	0,9675	353,8700
C ₇ H ₈	3,5130	0,0382	0,0008	383,2100
Total	3782,97	46,1264	1	

B. Distribusi Komponen

Asumsi: diinginkan H₂ dengan kemurnian 99% sebagai hasil produk atas.

1. Tekanan sepanjang menara tetap.
2. Komponen yang titik didihnya rendah sebagai fraksi uap.
3. Relatif volatilitas dianggap konstan sepanjang menara.
4. Terjadi kesetimbangan fase.



Gambar B.2. Flash Drum

Keterangan:

z_f = fraksi umpan

F = umpan (kmol/jam)

T_f = suhu umpan, K

P_f = tekanan, atm

h_f = entalpi umpan

y_i = fraksi uap

V = distilat (kmol/jam)

T_v = suhu atas, K

P_v = tekanan top, atm

H_v = entalpi uap

x_i = fraksi bawah

L = laju bottom, kmol/jam

T_l = suhu bawah

P_l = tekanan bottom

H = entalpi bottom

Di mana:

- $T_v = T_l = T < T_f$
- $P_v = P_l = P < P_f$
- Terjadi kesetimbangan antara fasa uap dan fasa cair
- Proses adiabatik sehingga $Q = 0$

C. Persamaan yang digunakan dalam *Multicomponent Flash Drum*

1. Neraca Massa

Total : $F = V + L$ (1)

$$F \cdot Z_i = y_i \cdot V + x_i \cdot L$$

Komponen :(2)

2. Kestimbangan

$$y_i = K_i \cdot x_i \quad \dots(3)$$

$$K_i = \frac{P_{i0}}{P} \quad \dots(4)$$

3. Neraca Panas

$$F \cdot h_f + Q = V \cdot H_v + L \cdot h_l \quad Q = 0, \text{ sehingga}$$

$$F \cdot h_f = V \cdot H_v + L \cdot h_l \quad \dots (5)$$

$$hF = f(T_f, P_f, Z_i)$$

$$hL = (T, P, X_i, \text{ cair jenuh})$$

$$HV = f(T, P, Y_i, \text{ uap jenuh})$$

$$\sum Y_i = 1,00$$

$$\sum X_i = 1,00 \quad \dots(6)$$

Di mana:

$$x_i = \frac{Z_i}{1 + (K_i - 1) \cdot \frac{V}{F}} \quad \dots(7)$$

$$Y_i = \frac{K_i \cdot Z_i}{1 + (K_i - 1) \cdot \frac{V}{F}} \quad \dots(8)$$

Substitusi ke persamaan 7, 8 ke 6 sehingga diperoleh persamaan Rachford Rice,

yaitu:

$$\sum_{i=1}^C \frac{(K_i - 1) Z_i}{1 + (K_i - 1) \frac{V}{F}} = 0$$

D. Penentuan Suhu *Flash Drum*

Menentukan suhu operasi:

$$P = 3 \text{ atm} = 2280 \text{ mmHg}$$

$$T = 55^\circ\text{C} = 328,1500 \text{ K}$$

$$V/F = 0,0277$$

Tabel 14. Hasil Penentuan Suhu Operasi

Komponen	Zi	F.zi	Po	K	f (V/F)	xi	yi
	Fraksi Umpan	kmol/jam	mmHg	Po/P			
H ₂	0.0237	1.0933	5.6419.E+21	2.4745.E+18	0.8553	0.0000	0.8553
CH ₄	0.0000	0.0017	8.7107.E+05	3.8205.E+02	0.0012	0.0000	0.0012
C ₆ H ₆	0.0079	0.3644	3.2564.E+02	1.4282.E-01	-0.0069	0.0081	0.0012
C ₆ H ₁₂	0.9675	44.6288	3.2747.E+02	1.4363.E-01	-0.8487	0.9911	0.1423
C ₇ H ₈	0.0008	0.0382	1.1348.E+02	4.9774.E-02	-0.0008	0.0009	0.0000
Total	1.0000	46.1264			0.0000	1.0000	1.0000

$$V = 0,0277 F$$

$$V = 1,2783 \text{ kmol/jam}$$

$$L = 44,8481 \text{ kmol/jam}$$

E. Neraca Massa

Tabel 15. Neraca Massa dalam kmol/jam

Komponen	Xf	F, umpan	Yd	D, distilat	Xw	B, bottom	Mr
	Fraksi Umpan	kmol/jam	Fraksi Distilat	kmol/jam	Fraksi Bottom	kmol/jam	kg/kmol
H ₂	0.0237	1.0933	0.8553	1.0933	0.0000	0.0000	2
CH ₄	0.0000	0.0017	0.0012	0.0015	0.0000	0.0001	16
C ₆ H ₆	0.0079	0.3644	0.0012	0.0015	0.0081	0.3630	78
C ₆ H ₁₂	0.9675	44.6288	0.1423	0.1820	0.9911	44.4468	84
C ₇ H ₈	0.0008	0.0382	0.0000	0.0001	0.0009	0.0381	92
Total	1.0000	46.1264	1.0000	1.2784	1.0000	44.8481	272.0000

Tabel 16. Neraca Massa dalam kg/jam

Komponen	Xf	F, umpan	Yd	D, distilat	Xw	B, bottom	Mr
	Fraksi Umpan	kg/jam	Fraksi Distilat	kg/jam	Fraksi Bottom	kg/jam	kg/kmol
H ₂	0.0237	1.0933	0.1241	1.0933	0.0000	0.0000	2
CH ₄	0.0000	0.0017	0.0014	0.0015	0.0000	0.0001	16
C ₆ H ₆	0.0079	0.3644	0.0065	0.0015	0.0081	0.3630	78
C ₆ H ₁₂	0.9675	44.6288	0.8676	0.1820	0.9911	44.4468	84
C ₇ H ₈	0.0008	0.0382	0.0003	0.0001	0.0009	0.0381	92
Total	1.0000	46.1264	1.0000	1.2784	1.0000	44.8481	272.0000

Tabel 17. Neraca Massa

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
H ₂	2.1867	2.1867	0.0000
CH ₄	0.0270	0.0260	0.0010
C ₆ H ₆	28.4267	0.0000	28.4267
C ₆ H ₁₂	3748.8176	0.0000	3748.8176
C ₇ H ₈	3.5130	0.0000	3.5130
Subtotal	3782.9710	2.2127	3780.7583
Total	3782.9710	3782.9710	

F. Perhitungan Neraca Panas

Tabel 18. Data Kapasitas Panas *Liquid*

Komponen	A	B	C	D	cP (J/mol K)	Q
H ₂	50.6070	-6.1136.E+00	3.0930.E-01	-4.1480.E-03	3.3573.E+01	3.3573.E+01
CH ₄	-0.0180	1.1982.E+00	-9.8722.E-03	3.1670.E-05	2.7898.E+01	2.7898.E+01
C ₆ H ₆	-31.6620	1.3043.E+00	-3.6078.E-03	3.8243.E-06	4.3232.E+00	4.3232.E+00
C ₆ H ₁₂	-44.4170	1.6016.E+00	-4.4676.E-03	4.7582.E-06	-2.6137.E-01	-2.6137.E-01
C ₇ H ₈	83.7030	5.1666.E-01	-1.4910.E-03	1.9725.E-06	9.7914.E+01	9.7914.E+01
Total					163.4471	30.4035 kJ/jam 7.2666 kkal/jam

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Tabel 19. Data Kapasitas Panas *Vapour*

Komponen	A	B	C	D	E	cP (J/mol K)	Q
H ₂	25.3990	2.0178.E-02	-3.8549.E-05	3.1880.E-08	-8.7585.E-12	2.5970.E+01	28.3945
CH ₄	34.9420	-3.9957.E-02	1.9184.E-04	-1.5303.E-07	3.9321.E-11	3.3912.E+01	0.0552
C ₆ H ₆	-31.3680	4.7460.E-01	-3.1137.E-04	8.5237.E-08	-5.0524.E-12	-1.7408.E+01	0.3644

Komponen	A	B	C	D	E	cP (J/mol K)	Q
C ₆ H ₁₂	13.7830	2.0742.E-01	5.3682.E-04	-6.3012.E-07	1.8988.E-10	2.0472.E+01	44.6288
C ₇ H ₈	-24.0970	5.2187.E-01	-2.9827.E-04	6.1220.E-08	1.2576.E-12	-8.7077.E+00	0.0382
Total						54.2386	73.4810 kJ/jam 17.5624 kkal/jam

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel 20. Data Entalpi Penguapan

Komponen	A	Tc	n	V, mol	dHvap (kJ/mol)	Q (kJ/jam)
H ₂	0.6590	33.1800	0.3800	1.093.E+00	-0.9152	-1.001.E+00
CH ₄	10.3120	190.5800	0.2650	1.687.E-03	-1.5972	-2.695.E-03
C ₆ H ₆	49.8880	562.1600	0.4890	3.644.E-01	11.5461	4.208.E+00
C ₆ H ₁₂	49.0600	553.5400	0.4860	4.463.E+01	11.0088	4.913.E+02
C ₇ H ₈	50.1390	591.7900	0.3830	3.818.E-02	10.1361	3.870.E-01
Total					30.1786	494.9011 kJ/jam 118.2843 kkal/jam

$$H_{vap} = A(1-T/T_c)^n$$

(Chemical Properties Handbook, Carl L Yaws)

Tabel 21. Data Neraca Panas Total

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Q Umpan	7.2666	-
Q Produk	-	143.1134
Q Steam	135.8467	-
Total	143.1134	143.1134

G. Perhitungan Dimensi Drum

Tabel 22. Neraca Massa dengan Pembagian Output

Komponen	BM	Umpan		Cair		Gas	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
H ₂	2	2.1867	1.0933	0.0000	0.0000	2.1867	1.0933
CH ₄	16	0.0270	0.0017	0.0023	0.0001	0.0247	0.0015
C ₆ H ₆	78	28.4267	0.3644	28.3115	0.3630	0.1153	0.0015
C ₆ H ₁₂	84	3748.8176	44.6288	3733.5330	44.4468	15.2846	0.1820
C ₇ H ₈	92	3.5130	0.0382	3.5080	0.0381	0.0050	0.0001
Subtotal		3782.9710	46.1264	3765.3548	44.8481	17.6162	1.2784
Total		3782.9710		3782.9710			

Tabel 23. Nilai Fraksi Bottom dan Distilat dengan Berat Molekul

Komponen	Xi	Yi	Xi.BM	Yi.BM
	kmol/jam	kmol/jam		
H ₂	0.0000	0.99852	0.0000	1.9970
CH ₄	0.0000	0.00148	0.0000	0.0237
C ₆ H ₆	0.0081	0.00000	0.6313	0.0000
C ₆ H ₁₂	0.9911	0.00000	83.2488	0.0000
C ₇ H ₈	0.0008	0.00000	0.0780	0.0000

Tabel 24. Data-Data Densitas

Komponen	A	B	n	Tc	T	ρ (g/ml)	ρ (kg/m ³)
H ₂	0.0313	0.3473	0.2756	33.1800	328.1500	0.0023	2.3455
CH ₄	0.1600	0.2881	0.2770	190.5800	328.1500	0.1247	124.7384
C ₆ H ₆	0.3009	0.2677	0.2818	562.1600	328.1500	0.3512	351.2058
C ₆ H ₁₂	0.2738	0.2741	0.2851	553.5400	328.1500	0.3181	318.1466
C ₇ H ₈	0.3000	0.2711	0.2989	591.7900	328.1500	0.3569	356.9376
Total						1.1534	1153.3739

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

(Yaws, 1999)

Tabel 25. Nilai Fraksi Bottom dan Distilat dengan Densitas

Komponen	Xi	Xi.ρho	Yi	Yi.ρho
		kg/m ³		kg/m ³
H ₂	0.0000	0.0000	0.9985	2.3420
CH ₄	0.0000	0.0002	0.0015	0.1851
C ₆ H ₆	0.0081	2.8424	0.0000	0.0000
C ₆ H ₁₂	0.9911	315.3016	0.0000	0.0000
C ₇ H ₈	0.0008	0.3027	0.0000	0.0000
Total	1.0000	318.4468	1.0000	2.5271

Umpan Gas

Konstanta gas = 0,08206 m³ atm/kmol. K

Densitas gas = P/(R.T) = 0,1114 kmol/m³ = 0,2251 kg/m³

1. *Maximum Design Vapour Velocity (uv, max)*

$$U_v = 0,0035 \left(\frac{r_l}{r_v} \right)^{0,5}$$

Uv = 0,1316 m/detik

(Coulson and Richardson, 1983:363)

2. Laju Alir Volumetrik Uap (V)

$$Q_v = \frac{V_w}{(3600 \cdot \rho_v)} \quad Q_v = 0,0217 \text{ m}^3/\text{detik}$$

3. Luas Penampang Drum

$$A = \frac{Q_v}{U_v} \quad A = 0,1651 \text{ m}^2$$

4. Diameter Drum

$$D = \left(\frac{4A}{3,14} \right)^{0,5} \quad D = 0,4586 \text{ m}$$

Dipilih $D = 0,5000 \text{ m}$

5. *Disengagement Space*

$$H_v = 1,5D \quad H_v = 0,7500$$

(Evans, F.L, 1974:156)

6. Laju Alir Cairan

$$Q_l = \frac{L_w}{(3600 \cdot \rho_l)} \quad Q_l = 0,0033 \text{ m}^3/\text{detik}$$

7. *Hold Up* Cairan

$$t = 1.2 \text{ menit} = 72 \text{ detik (Coulson and Richardson, 1983:363)}$$

8. Volume Cairan

$$V_l = Q_l \cdot t \quad V_l = 0,2374 \text{ m}^3$$

9. Tinggi Cairan

$$H_l = \frac{V_l}{A} \quad H_l = 1,4322 \text{ m}$$

Jarak *feed nozzle* dengan permukaan cairan
 $nf = 1 \text{ in} = 0,0254 \text{ m}$
 (Evans, F.L, 1974:156)

10. Tinggi Total Drum

$$H = H_l + H_v + nf \quad H = 2,2076 \text{ m}$$

$H/D = 4,4151$ (Syarat terpenuhi H/D yaitu 3-5)
 (Evans, F.L, 1974:155)

a. Menentukan Tebal *Shell*

$$D_i = 0,5000 \text{ m}$$

$$P_i = 1,1 \times P = 3,3000 \text{ atm} = 0,3344 \text{ N/mm}^2$$

Jenis bahan yang digunakan adalah SA-249 TP 317 dengan kandungan 18 Cr-13 Ni-4 Mo (Appendix D, Brownell: 1959).

$$S = 16000 \text{ psi} = 110,3168 \text{ N/mm}^2$$

$$\text{Efficiency pengelasan (E)} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 2 \text{ mm}$$

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 1,2P_i}$$

$$t = 2,8934 \text{ mm}$$

Thick Head Design (Coulson, Vol.6 : 2008)

1. *Hemispherical Heads*

$$t = \frac{P_i D_i}{4SE - 0,4P_i} \quad t = 2,4459 \text{ mm} \quad \dots\dots(13.43)$$

2. *Ellipsoidal Heads*

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 0,2P_i} \quad t = 2,8918 \text{ mm} \quad \dots\dots(13.45)$$

3. *Torispherical Heads*

$$t = \frac{0,885P_i R_c}{SE - 0,1P_i} \quad R_c = D_i \quad t = 3,5785 \text{ mm} \quad \dots\dots(13.45)$$

4. *Flat Ends*

$$t = D_e \sqrt{\frac{CP_i}{SE}} \quad C = \text{full gasket} = 0,25 \quad D_e \text{ (m)} = \text{bolt circle dia} = 1,7 \quad t = 52,7579 \text{ mm}$$

Sehingga dipilih *Ellipsoidal Heads*

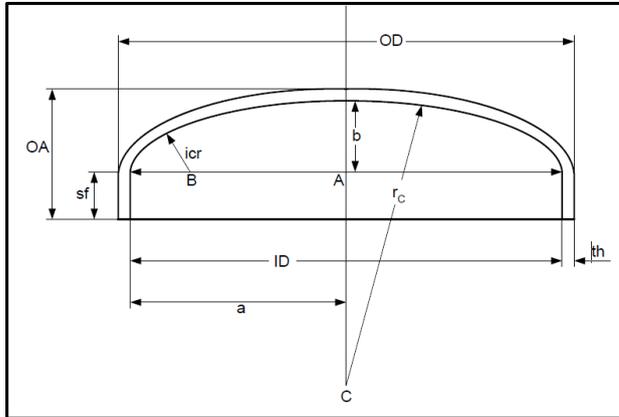
$$t \text{ tangki} = 2,8934 \text{ mm} = 0,1139 \text{ inch}$$

$$t \text{ head} = 2,8918 \text{ mm} = 0,1139 \text{ inch}$$

$$t \text{ bottom} = 2,8918 \text{ mm} = 0,1139 \text{ inch}$$

$$\text{Dipilih} = 3/16 \text{ inch} = 0,1875 \text{ inch} = 0,0048 \text{ m}$$

b. Menghitung Tinggi Head/Bottom Flash Drum



(Brownell, 1959)

Table 5.8. Typical Standard Straight Flange for ASME Code Flanged and Dished Heads

Thick-ness, in.	Recommended		Notes on Max Straight Flange
	Standard Straight Flange, in.	Max Straight Flange, in.	
3/16	1 1/2 - 2 1/4	2	3" for 60" diam
1/4	1 1/2 - 2 1/4	3	3" for 60" diam
5/16	1 1/2 - 3	3 1/2	3" for 96" + 10" diam
3/8	1 1/2 - 3	4 1/2	3" for 126" diam
7/16	1 1/2 - 3 1/2	6	4" for 132" - 144" diam
1/2	1 1/2 - 3 1/2	3 1/2	3 1/2" for 156" diam

Tabel hanya berlaku untuk *Ellipsoidal Head*.

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads (Courtesy of Lukens Steel Company)

OD	12		14		16		18		20		22		24	
	icer	r	icer	r	icer	r	icer	r	icer	r	icer	r	icer	r
3/16	3/4	12	7/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1/4	3/4	↑	7/8	14	1	↑	↑	↑	↑	20	↑	↑	↑	↑
5/16	15/16	↑	1 1/16	14	1	↑	↓	↓	↓	18	↓	↓	↓	↓

Table 26. Karakteristik *Ellipsoidal Head*

Karakteristik		Satuan	
Untuk tebal head 3/16 inch, <i>standard straight flange</i> (sf) = 1,5 – 2,25		2	inch
Dipilih sf =		2	
OD head =	ID vessel + 2. tebal tangki =	0,5095	Meter
	OD =	10,0600	inch
	icr =	1	inch
	r =	15	inch
BC =	r – icr =	14	inch
AB =	(ID/2) – icr =	8,8425	inch
AC =	$(BC^2 - AB^2)^{0,5} =$	10,8540	inch
b =	r – AC =	4,1460	inch
Tinggi head (OA) =		Tebal head + b + sf	
	=	6,3335	inch
	=	0,1609	inch

c. Menghitung Luas Permukaan Dinding Luar

$$dinding\ vessel = \pi (D + 2 t_h) H = 3,5337\ m^2$$

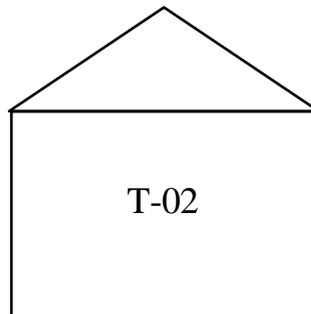
$$dinding\ head = 2 \left(\frac{1,22\pi}{4 (D + 2 t_h)^2} \right) = 0,4975\ m^2$$

$$Luas\ total = dinding\ vessel + dinding\ head = 4,0312\ m^2$$

$$tinggi\ total = H + 2 \cdot OA = 2,5293\ m$$

LAMPIRAN C
TANGKI PENYIMPANAN C₆H₆

Fungsi : Menyimpan bahan baku benzena
Tipe Alat : Tangki silinder tegak dengan *flat bottomed* dan *conical roof*
Bahan : *Carbon Steel SA-283 C*
Jumlah : 1
Kondisi Oprasi : Suhu : 30° C
Tekanan : 1 atm
Gambar :



1. Bahan Kontruksi

Bahan kontruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel SA-283 C* dengan pertimbangan

a. Mempunyai tekanan maksimum yang diizinkan cukup rendah (12650 Psia)

b. Harga relatif murah

Maximum allowable stress (f) : 12650 psi

Jenis sambungan : *Double welded butt joint*

Efisiensi sambungan (E) : 0,8

Faktor korosi (C) : 0,1250 in

2. Dimensi Tangki

a. Volume tangki

Kapasitas untuk waktu tinggal : 7 hari

Tabel 27. Data penghitungan densitas cairan (ρ dalam g/ml, T dalam K)

Komponen	A	B	n	Tc	ρ
C ₆ H ₆	3,01E-01	2,68E-01	2,82E-01	5,62E+02	0,8669
C ₇ H ₈	3,00E-01	2,27E+00	2,99E-01	5,92E+02	0,1549

(Yaws, 1999)

Persamaan densitas cairan :

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

Densitas cairan pada

$$T = 30^\circ \text{C}$$

$$= 303,15 \text{ K}$$

Tabel 28. Data menghitung densitas cairan

Komponen	BM	Umpan		Xi	$\rho(\text{Kg/L})$	Xi. $\rho(\text{Kg/L})$
		Kg/Jam	Kmol/jam			
C ₆ H ₆	78	3509,4717	44,9932	0,9992	0,8669	0,8662
C ₇ H ₈	92	3,5130	0,0382	0,0008	0,1549	0,0001
Jumlah	170	3512,9846	45,0314	1,0000	1,0218	0,8663

$$\rho \text{ Campuran} = 0,8663 \text{ kg/L} = 54,0839 \text{ lb/ft}^3$$

Jumlah yang harus ditampung ditangki:

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 3509,4717 \text{ Kg/Jam}$$

$$= 84227,3197 \text{ Kg/7 hari}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8 = 3,5130 \text{ Kg/Jam}$$

$$= 84,3116 \text{ Kg/7 hari}$$

Kebutuhan C₆H₆ dalam 7 hari adalah 84311,6313 Kg/7 hari

Menghitung volume tangki:

$$vol = \frac{\text{Cairan}}{\rho_{\text{cairan}}}$$

$$vol = \frac{84311,6313 \text{ Kg/7 hari}}{0,8669 \text{ kg/L}}$$

Volume = 97319,0799 Liter

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki = 116782,8958 Liter
 = 116,7829 m³
 = 734,5423 bbl
 = 4124,1529 ft³

Kapasitas maksimal 1 tangki = 6170 bbl

b. Diameter dan tinggi tangki

Untuk mencari diameter tangki digunakan persamaan 3.12 *Brownell* untuk *closed tank* page 43 :

$$D = \frac{4}{3} H$$

$$V = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H$$

Maka dari kedua persamaan diatas didapatkan persamaan

$$D = \left(\frac{3 \cdot 4V}{\pi} \right)^{1/3}$$

$$D = 4,21 \text{ m} = 13,7978 \text{ ft} = 165,5738 \text{ in}$$

$$H = 5,6074 \text{ m} = 18,3971 \text{ ft} = 220,7650 \text{ in}$$

Dari App E Brownell, dipilih ukuran standar

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C

(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)									
		4 Number of Courses in Completed Tank									
		5 12	6 18	7 24	8 30	9 36	10 42	11 48	12 54	13 60	
10	14.0	170	250	335	420	505	
15	31.5	380	565	755	945	1,130	
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690	
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250	
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550	
35	171	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280	
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430	
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000	
50	350	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980	
60	504	6,030	9,060	12,909	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220	
70	685	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130	
80	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720	
90	1133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980	
100	1399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930	
120	2014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900	

$$D = 4,5720 \text{ m} \quad = 15 \text{ ft} \quad = 180 \text{ in}$$

$$H = 5,6074 \text{ m} \quad = 18 \text{ ft} \quad = 216 \text{ in}$$

Tebal *shell*

Tebal shell diperoleh dari per 3.16, P.45, *Process Equipment Design*, Ed.4, *Brownell and Young* :

$$t_s = \frac{P \cdot d}{2 f E} + C$$

di mana:

t_s : tebal *shell*, in

d : diameter dalam

f : *allowable stress*, psia

E : efisiensi sambungan

C : faktor korosi, in

P : *internal pressure*, lb/in²

Internal pressure diperoleh dari pers. 317, P.46, *Process Equipment Design*, Ed.4, *Brownell and Young* :

$$P = \rho \frac{H-1}{144}$$

Di mana ρ adalah densitas benzena pada suhu 30°C = 54,0839 lb/ft³.

Sehingga diperoleh persamaan:

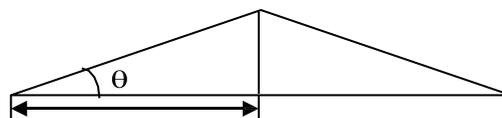
$$t_s = \frac{\left(\rho \frac{H-1}{144}\right) \cdot d}{2 f E} + C$$

<i>No Plate Course</i>	H(ft)	Ts(in)	
		Hitung	Standar
1	6	0,1417	0,1875
2	12	0,1617	0,1875
3	18	0,1818	0,1875

Data Tebal Standard	
<i>(Head & Shell)</i>	
3/16 in	0,1875
1/4 in	0,25
5/16 in	0,3125

c. Tinggi dan tebal *head*

- Tinggi *head*



Di mana:

t_s : ts pada plate course 1

$$\min \sin \theta = \left(\frac{D}{430 t_s} \right)$$

$$\min \theta = \arcsin \left(\frac{D}{430 t_s} \right)$$

$$\min \theta = 0,1871 \text{ rad}$$

$$= 10,7222 \text{ degree}$$

- Tebal *head*

Persamaan yang digunakan

$$t_h = \frac{Pd}{2fE \sin \theta} + C$$

Di mana :

t_h = tebal *head*, in

d = diameter tangki, in

C = faktor koreksi, in

P = tekanan, psia

Faktor keamanan = 10 %

P desain = $P \times 1,1$

$$= 14,6960$$

- d. Tinggi puncak *head* & tinggi total tangki

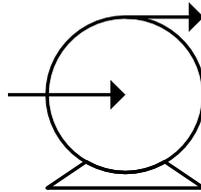
$$H_h = D/2 \tan \theta$$

$$= 12,9904 \text{ ft}$$

$$= 3,9595 \text{ m}$$

POMPA (P – 01)

Fungsi : Mengalirkan C₆H₆ dari tangki menuju *vaporizer*
 Tipe : *Centrifugal pump*



1. Menghitung Laju Alir Pompa
 - a. Menghitung densitas cairan pada suhu 30 ° C = 303,15 K
 Densitas cairan (ρL)

Tabel 29. Data penghitungan densitas cairan (ρ dalam g/ml, T dalam K)

Komponen	A	B	n	Tc
C ₆ H ₆	3,01E-01	2,68E-01	2,82E-01	5,62E+02
C ₇ H ₈	3,00E-01	2,27E+00	2,99E-01	5,92E+02

Tabel 30. Data menghitung densitas cairan

Komponen	BM	Umpan		y _i	ρ(Kg/L)	y _i . ρ(Kg/L)
		Kg/Jam	Kmol/jam			
C ₆ H ₆	78	3509,4717	44,9932	0,9992	0,8679	0,8672
C ₇ H ₈	92	3,5130	0,0382	0,0008	0,1548	0,0001
Jumlah	170	3512,9846	45,0314	1,0000	1,0227	0,8673

$$\rho \text{ Campuran} = 0,8673 \text{ kg/L} = 54,1464 \text{ lb/ft}^3 = 865,3421 \text{ kg/m}^3$$

- b. Laju Alir (Q)

$$\sum \frac{\text{umpan}}{\rho \text{ umpan}}$$

$$= 1,3271 \text{ L/s} = 21,0345 \text{ gall/min}$$

2. Mengukur Ukuran Pipa Optimum

$$\rho = 865,3421 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 (Q)^{0,53} (\rho)^{-0,37} \\ &= 1,5348 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa standar:

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

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in}$$

$$a_t = 3,3539 \text{ in}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in}$$

$$\text{a. Kecepatan aliran (V)} = \frac{Q}{a_t} = 1,7059 \text{ ft/s}$$

$$\text{b. Bilangan reynold} = \rho \cdot V \cdot \text{ID}$$

Tabel 31. Data viskositas cairan

Komponen	A	B	C	D
C ₆ H ₆	-7,4005	1,18E+03	1,49E-02	-1,37E-05
C ₇ H ₈	-5,1649	8,11E+02	1,05E-02	-1,05E-05

Persamaan viskositas cairan (dalam Cp): $\log(10)\eta(\text{liq}) = A + B/T + C/T + DT^2$

$$T = 30^\circ \text{ C} = 303,15 \text{ K}$$

Tabel 32. Data μ cairan

Komponen	y _i	μ	y _i · μ
C ₆ H ₆	0,9992	0,5623	0,5618
C ₇ H ₈	0,0008	0,5183	0,0004
Jumlah	1,0000	1,0806	0,5623

$$\mu \text{ Cairan} = 0,5623 \text{ cP}$$

$$\text{Re} = 42093,11299$$

Karena $\text{Re} > 2100$, maka aliran turbulen

$$\varepsilon = 0,049 \text{ mm}$$

$$f = 0,024$$

3. Menentukan Head Pompa (H)

Tabel 33. Sistem pemipaan

No	Jenis	Jumlah	Le(ft)
1	Pipa lurus	4	918,6352
2	Elbow standar 90 ° C	3	37,5000
No	Jenis	Jumlah	Le(ft)

3	Gate valve	1	1,2000
Panjang ekivalen (Le)			957,3352

Persamaan bernouli:

$$-w_s = \frac{\Delta z g}{g c} + \frac{\Delta V_2}{2 g c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

Kondisi titik 1:

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2116,2170 \text{ ft}$$

$$z_1 = 1 \text{ m} = 3,2808$$

$$V_1 = 0,0000$$

Kondisi titik 2:

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 2116,2170 \text{ ft}$$

$$z_2 = 5,4864 = 17,9999 \text{ ft}$$

$$V_2 = 1,7059 \text{ ft/s}$$

$$a. \text{ Static head} = \Delta z \cdot g / g c = 14,7191 \text{ ft}$$

$$b. \text{ Velocity head} = \Delta v^2 / 2 g c = 0,8529 \text{ ft}$$

$$c. \text{ Pressure head} = \Delta p / \rho = 0,0000 \text{ ft}$$

$$d. \text{ Fraksi head } (\Sigma F) = \frac{f V_2 L}{2 g c D} = 5,9535$$

$$\text{Head pompa (H)} = -W_s = 21,5256 \text{ ft}$$

4. Penentuan Daya Pompa

$$\eta = \text{efisiensi pompa} = 45 \% \text{ (Peter, fig.14-37, P.520)}$$

$$BHP = \rho \cdot Q \cdot H / \eta M = 0,1817 \text{ HP} = 0,1395 \text{ kW}$$

5. Menentukan Tenaga Dipakai Motor

$$\eta M = \text{efisiensi motor} = 80\% \text{ (Peter, fig.14-37, P.521)}$$

$$\text{Power motor} = \frac{BHP}{\eta m} = 0,2335 \text{ HP}$$

Maka digunakan standar dengan tenaga = 0,50 HP

6. Putaran Spesifik Pompa

Digunakan motor dengan kecepatan putar (n) = 1500 rpm

$$\text{Spesifikasi head (Ns)} = \frac{n \cdot Q^{0,5}}{H^{0,75}} = 633,8486 \text{ rpm}$$

Menurut Coulson and Richardson (hal, 156), impeller pompa dapat dipilih dengan spesifikasi speednya :

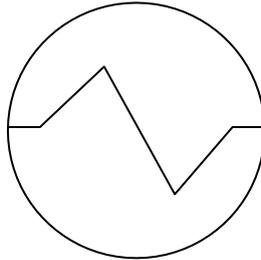
1. $N_s = 400 - 1000$, pilih *radial flow impellers*
2. $N_s = 1500 - 7000$, pilih *mixed flow impellers*
3. $N_s > 7000$, pilih *axial flow impellers*

HEAT EXCHANGER (HE-01)

Fungsi : menaikkan suhu hidrogen dari 30°C menjadi 130°C sebelum masuk reaktor

Jenis : *Double pipe*

Gambar :



Tabel 34. Data kapasitas gas masing- masing komponen

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	33,933	-0,0084	0,0000299	-1,78E-08	3,69E-12
CH ₄	34,942	-0,0400	0,00019184	-1,5303E-07	3,9321E-11
H ₂	25,3990	2,0178E-02	-3,8549E-05	3,1880E-08	-8,7585E-12

Tabel 35. Data kapasitas panas campuran

Komponen	yi	Cp	Cp.yi	Cp.yi/BM	Cp	Cp.yi	Cp.yi/BM	BM
H ₂ O	-	3,39E+01		1,88E+00	3,40E+01	-	1,89E+00	18,016
CH ₄	1,25E-05	4,21E+01	5,26E-04	3,29E-05	3,86E+01	4,83E-04	3,02E-05	16
H ₂	0,999987	2,92E+01	2,92E+01	1,46E+01	2,90E+01	2,90E+01	1,45E+01	2
Total	1	saat Tav	2,92E+01	1,65E+01	saat tav	2,90E+01	1,64E+01	

1. Neraca Massa Di Sekitar HE-01

Tabel 36. Data massa Yi masuk HE

Komponen	BM	kg/jam	lb/Jam	Kmol/Jam	yi
CH ₄	16	0,0270	0,059522	0,001687415	1,2501E-05
H ₂	2	269,9593579	595,1578	134,979679	0,9999875
Total		269,9863566	595,2173	134,9813664	1

2. Neraca Panas

$$H1 = H11 + Q \text{ pendingin}$$

$$H11 = \text{Panas masuk HE}$$

$$Qp = \text{Beban panas yang harus diuapkan}$$

Cold Fluid (Light Organic)

Q input:

$$T1 = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

Tabel 37. Data beban pemanas *input*

Komponen	kmol/jam	yi	Cp,kj/kmol	H1,Kj/jam
CH ₄	0,001687415	1,25011E-05	182,1606	0,307380543
H ₂	134,979679	0,999987499	143,8792	19420,7624
Total	134,9813664	1	326,0398	19421,06979

Q output:

$$T2 = 403,15 = 130 \text{ }^\circ\text{C}$$

Tabel 38. Data beban pemanas *output*

Komponen	kmol/jam	yi	Cp,kj/kmol	H1,Kj/jam
CH ₄	0,001687415	1,25011E-05	4,05E+03	6,83E+00
H ₂	134,979679	0,999987499	3,04E+03	4,11E+05
Total	134,9813664	1	7,09E+03	4,11E+05

$$\Delta H \text{ steam} = 26998,64 \text{ kJ/jam} = 6452,8289 \text{ kkal/jam}$$

Tabel 39. Data neraca panas yang dihasilkan

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Masuk	81846,3640	-
Keluar	-	108844,9997
Steam	26998,6357	-
Total	108844,9997	108844,9997

Hot Fluid (Steam)

$$T_{in} : 150 \text{ }^\circ\text{C} = 302 \text{ F} = 575,15 \text{ K}$$

$$T_{out} : 150 \text{ }^\circ\text{C} = 302 \text{ F} = 575,15 \text{ K}$$

$$T_{avg} : 302 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_p : 77,8728 \text{ J/mol.K}$$

$$Q : 391118780,7 \text{ J/jam}$$

$$\text{Entalpi cairan} : 2113,3 \text{ mol/jam}$$

$$\text{Entalpi vapor} : 632,1 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Panas laten} : 2745,4 \text{ Kj/kg}$$

$$M_h : 175,4181 \text{ lb/jam}$$

$$M_c : 595,2173 \text{ lb/jam}$$

Karena laju alir umpan lebih besar, maka aliran umpan diletakkan dalam inner pipe.

3. Δ LMTD

Tabel 40. Data nilai Δ LMTD

Hot Fluid (F)		Cold Fluid (F)	Diff	
86	<i>Higher Temp</i>	302	216	Δt_2
266	<i>Lower Temp</i>	302	36	Δt_1
176		302	-180	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$
(T1-T2)		(t2-t2)	(T1-t2)	

$$\Delta t = LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \Delta T_2 / \Delta T_1}$$

$$LMTD = 100,4599 \text{ } ^\circ \text{F}$$

4. Menentukan Nilai Ud

Nilai Ud ditentukan dari Tabel 8 Kern untuk *Steam - Gases* (5-50)

Hot fluid = *Steam*

Cold Fluid = *Gases*

Ud = 50 Btu/lb.ft²F

Tav = 150 °C = 423,15 K

tav = 80°C = 353,15 K

Tabel 41. Data viskositas (Hot Fluid)

Komponen	A	B	C
H ₂ O	-36,826	0,429	-0,0000162
CH ₄	27,7580	2,1200E-01	-3,2800E-05
H ₂	3,8440	4,0112E-01	-1,4303E-04

Tabel 42. Data kapasitas panas campuran

Komponen	μ (cp)	y_i	$y_i \cdot \mu$	μ (cp)	$y_i \cdot \mu$	μ (cp)	$y_i \cdot \mu$
H ₂ O	90	-	-	-36,8260		141,8046	
CH ₄	89	0,0000	1,11E-03	111,5928	0,0014	98,5352	0,0012
H ₂	112	1,0000	1,1230E+02	147,9676	147,9657	127,6616	127,6600
		1,0000	112,2988	222,7343	147,9671	368,0013	127,6612
	Saat Umpan			Saat Tav		Saat tav	

5. Luas transfer panas

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} =$$

$$A = 73,8024 \text{ ft}^2$$

$$A = 6,8565 \text{ m}^2$$

$A < 200 \text{ ft}^2$ maka dipilih *double pipe*

6. Menghitung Nilai h_0 dan h_i

Hot fluid : Annulus, Steam

$$\text{IPS} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,9 \text{ in}$$

$$D_1 = 0,0750 \text{ ft}$$

$$D_2 = D_1 + d_e'$$

$$D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$$

$$\text{Flow area } aa = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter ekuivalen } D_e &= \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} \\ &= 0,5037 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mass Velocity } G_a &= \frac{W}{aa} \\ &= 5909,8067 \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan reynold } Re_a &= \frac{D_e G_a}{\mu_a} \\ &= 8,3137 = 10 \end{aligned}$$

Pada saat $T_{av} 302^\circ\text{F}$

$$\text{Maka didapat } \mu = 147,967 \text{ Cp} = 358,0815 \text{ lb/hr.ft}^2$$

Nilai J_h pada Fig.28, Kren (p.838)

$$J_h = 2$$

$$K = 0,0252 \text{ W/m.K} = -0,0092 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

$$C_p = 29,1696 \text{ J/mol.K} = 1618,7323 \text{ J/Kg.K} = 0,3869 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\left(\frac{C\mu}{K}\right)^{1/3} = -29,6824$$

$$h_0 = j_h \frac{k}{D_e} \left(\frac{C_p\mu}{K}\right)^{1/3} = 0,6243 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Cold fluid : inner pipe, gases

$$\text{IPS} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,66 \text{ in}$$

$$D = 0,1150 \text{ ft}$$

Flow area

$$a_p = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = 0,01039 \text{ ft}^2$$

$$\text{Mass velocity} = G_p = \frac{W}{a_p} = 57281,61191 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$\text{Bilangan reynold } Re_p = \frac{D G_p}{\mu_p}$$

$$= 7,3969$$

$$\text{Pada saat tav} = 176 \text{ }^\circ \text{F}$$

$$\text{Maka didapat } \mu = 368,0013 \text{ Cp} = 890,5633 \text{ lb/hr.ft}^2$$

Nilai Jh pada Fig.24, Kern

$$J_h = 2$$

$$K = -0,0092 \text{ W/m.K} = -0,00530 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

$$C_p = 28,99 \text{ J/mol.K} = 1608,5023 \text{ J/Kg.K} = 0,3844 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\left(\frac{C\mu}{K}\right)^{1/3} = 28,6373$$

$$h_i = j_h \frac{k}{D_e} \left(\frac{C_p\mu}{K}\right)^{1/3} = -40,1306 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Menghitung *clean overall*:

$$U_c = \frac{(h_i - h_0)}{(h_0 + h_i)} = 0,5341 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$R_d = \frac{(U_c - U_d)}{(U_c \cdot U_d)} = -1,8522 \text{ hr.ft}^2 \cdot \text{F/Btu}$$

$$U_d = 50 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Required surface

$$A = \frac{Q}{U_D LMTD}$$

$$= 194,9393 \text{ ft}^2 = 18,1104 \text{ m}^2$$

Required length, L = 391,4443 lin.ft

Panjang pipa standar = 20 ft

Panjang satu harpin = 40 ft

Harpin = 2,0891

A actual = 195,2150 ft²

Ud actual = 49,9291 Btu/hr.ft² .F

Rd = - 1,8522 hr.ft² .F/Btu

7. Menghitung *Pressure Drop*

Hot fluid : Annulus, steam

D1 = 0,0750 ft

D2 = 0,2083 ft

Diameter ekivalen $D_e = D_2 - D_1$
 $= 0,1333 \text{ ft}$

Bilangan reynold $Re_a = \frac{D_e G_a}{\mu_a}$
 $= 2,2005$

Hitung f, $f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$
 $= 0,1931$

Cari nilai s (tabel 6. kern, specific gravity)= 1

Hitung $\rho = s \times 62,5$

Hitung ΔF_a

$\Delta F_a = \frac{4 f . G_2 . L}{2 . g . \rho . 2 D_e}$
 $= 0,0243 \text{ ft}$

Hitung Velocity (V) = $\frac{G_a}{3600 \rho}$
 $= 0,0263 \text{ fps}$

Hitung $\Delta F_1 = \frac{V^2}{2g} n_{dphe}$

$$= 0,0000032 \text{ ft}$$

$$\text{Hitung } \Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_1)}{144}$$

$$= 0,0106 \text{ ft}$$

$$\text{Allowable } \Delta P_a = 10 \text{ psi}$$

Cold fluid : inner pipe, gases

$$D = 0,1150 \text{ ft}$$

$$\text{Bilangan reynold} = 7,3969$$

$$\text{Hitung } f = 0,1174$$

$$S = 1$$

$$\text{Hitung } \rho = 62,5$$

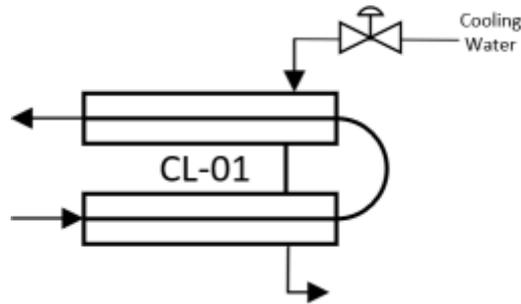
$$\text{Hitung } \Delta F_p = 1,6086$$

$$\text{Hitung } \Delta P_p = 0,6982$$

$$\text{Allowable } \Delta P_p = 10 \text{ psi}$$

COOLER (CL-02)

- Fungsi : Mendinginkan produk keluaran FD-01 dari suhu 55°C menjadi 40°C.
- Jenis : *Shell and Tube*
- Gambar :



1. Data Kapasitas Panas (Cp)

$$C_p = J/mol.K$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\text{Int}(C_p) = AT + (B/2)T^2 + (C/3)T^3 + (D/4)T^4$$

Tabel 43. Data Kapasitas Panas Cair

Komponen	A	B	C	D
H ₂	50,6070	-6,1136E+00	3,0930E-01	-4,1480E-03
CH ₄	-0.0180	1.1982.E+00	-9.8722.E-03	3.1670.E-05
C ₆ H ₆	-31.6620	1.3043.E+00	-3.6078.E-03	3.8243.E-06
C ₆ H ₁₂	-44.4170	1.6016.E+00	-4.4676.E-03	4.7582.E-06
C ₇ H ₈	83.7030	5.1666.E-01	-1.4910.E-03	1.9725.E-06

2. Neraca Massa Di Sekitar CL-02

Tabel 44. Neraca Massa

Komponen	kg/jam	lb/jam	BM	kmol/jam	yi
H ₂	2,1867	4,8208	2,0000	1,0933	0,0237
CH ₄	0.0270	0.0595	16	0.0017	0.0000
C ₆ H ₆	28.4267	62.6705	78	0.3644	0.0081
C ₆ H ₁₂	3,748.8176	8,264.7713	84	44.6288	0.9910
C ₇ H ₈	3.5130	7.7448	92	0.0382	0.0008
Total	3,780.7843	8,335.2462	270.0000	46.1264	1.0000

3. Neraca Panas

Hot Fluid

$$T_{in} = 328 \text{ K} = 55^\circ\text{C}$$

$$T_{out} = 298.15 \text{ K} = 25^\circ\text{C}$$

Tabel 45. Neraca Panas untuk Mencari Q1

Komponen	kmol/jam	yi	int (Cp), kJ/kmol	Q, kJ/jam
H2	1,0933	0,0237	-15.362.158,9784	-16.795.992,2262
CH4	0.0017	0.0000	62.149,2549	104,8716
C6H6	0.3644	0.0081	15.448,6006	5.630,1673
C6H12	44.6288	0.9910	18.190,4140	811.816,0047
C7H8	0.0382	0.0008	17.521,0621	669,0350
Total	45.0331	1.0000	-15.248.849,6468	15.977.772,1476

$$Q1 = 15.977.772,1476 \text{ kJ/jam} = 15.143.946,4557 \text{ Btu/jam}$$

$$T_{out} = 313.15 \text{ K} = 55^\circ\text{C}$$

$$T_{ref} = 298.15 = 25^\circ\text{C}$$

Tabel 46. Neraca Panas untuk Mencari Q2

Komponen	kmol/jam	yi	int (Cp), kJ/kmol	Q, kJ/jam
H2	1,0933	0,0237	-2.975.415,9254	-3.253.127,5600
CH4	0.0017	0.0000	11.433,8316	19,2936
C6H6	0.3644	0.0081	4.212,7546	1.535,3179
C6H12	44.6288	0.9910	4.954,0513	221.093,2711
C7H8	0.0382	0.0008	4.796,4823	183,1518
Total	45.0331	1.0000	-2.950.018,8056	-3.030.296,5255

$$Q2 = 3.030.296,5255 \text{ kJ/jam} = 2.872.155,6362 \text{ Btu/jam}$$

$$Q3 = 12.947.475,6221 \text{ kJ/jam} = 12.271.790,8195 \text{ Btu/jam}$$

Cold Fluid (Water)

$$t_{in} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$t_{out} = 140^\circ\text{C} = 284^\circ\text{F}$$

$$t_{avg} = 185^\circ\text{F}$$

Tabel 47. Mencari Cp Air

Komponen	Konstanta				Cp (kJ/kmol.K)
	A	B	C	D	
H2O	-44.4170	1.6016	-0.0045	0.0000	3,302.0873

$$Q = 111,312,930.3218 \text{ J/jam}$$

mc = 1,685.4934 mol/jam = 30,338.8821 gr/jam = 30,3389 kg/jam = 66,8861 lb/jam

Tabel 48. Neraca Panas Di Cooler

Komponen	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
	(kJ/jam)	(kJ/jam)	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Umpan	221,696.2830	-	52986.68418	-
Produk	-	110,383.3527	-	26382.25489
Pendingin	-	111,312.9303	-	26604.42928
Total	221,696.2830	221,696.2830	52986.68418	52986.68418

4. Delta T

$$\begin{aligned}
 T1 &= 131^{\circ}\text{F} & t1 &= 86^{\circ}\text{F} \\
 T2 &= 104^{\circ}\text{F} & t2 &= 284^{\circ}\text{F} \\
 \Delta t2 &= 18^{\circ}\text{F} \\
 \Delta t1 &= 45^{\circ}\text{F} \\
 \Delta t2 - \Delta t1 &= -27^{\circ}\text{F} \\
 \text{LMTD} &= 29,4666^{\circ}\text{F} \\
 R &= (T1 - T2)/(t2 - t1) \\
 R &= 0.6818 \\
 S &= (t2 - t1)/(T1 - t1) \\
 S &= 1,1 \\
 \text{FT} &= 1 \text{ (fig 18 Kern)} \\
 \Delta T \text{ LMTD} &= 29,4666^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

5. Tc dan tc

$$\begin{aligned}
 Tc &= 198,5^{\circ}\text{F} = 92,5^{\circ}\text{C} \\
 tc &= 185^{\circ}\text{F} = 85^{\circ}\text{C} \\
 \text{Asumsi: } \Phi_s &= \Phi_t = 1
 \end{aligned}$$

6. Menentukan Ud

Nilai Ud ditentukan pertama kali dari table 8 Kern untuk *Light Organics-Water* (75-150)

$$Ud = 110 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F} = 624,58 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

7. Luas Transfer Panas

$$Q = U_d \cdot A \cdot \Delta T \text{ LMTD}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = 3786,0364 \text{ ft}^2$$

8. Lay Out Heat Exchanger

Lay out HE dilakukan dengan *trial and error* hingga diperoleh *dirt factor* (Rd) yang memenuhi syarat.

$$L = 20 \text{ ft}$$

$$OD = \frac{3}{4} \text{ inch} = 0.0625 \text{ ft}$$

$$BWG = 10$$

$$Pt = 1 \text{ inch-square pitch (Kern, tabel 9)}$$

Dari tabel 10 Kern, untuk nilai OD seperti di atas didapat *surface per lin ft*:

$$a'' = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$N_t = \frac{A}{a'' \cdot L} = 964,3496$$

Jumlah tube (Nt) = 968 (Kern, tabel 9)

Sehingga dipilih:

Shell		Tube	
ID, in	39	Nt	968
B, in	20	L, ft	20
Passes	2	OD, in	0,75
		BWG	10
		a'', ft ² /ft	0,1963
		Pitch, in	1 <i>in-square pitch</i>
		Passes	2
		ID, in	0,4820

Koreksi nilai A dan Ud

$$A = 3800,3680 \text{ ft}^2 \text{ (Nilai } A > 200 \text{ sehingga dipilih tipe } \textit{shell and tube})}$$

$$U_D = 109,5852 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Hot Fluid: Shell (Light Organics)				Cold Fluid: Tube (Water)			
1. Flow Area				1. Flow Area			
$C' = Pt - Odt =$	0.25	in		$a't =$	0.289	in ²	
$a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$	1,3203	ft ²		$a_t = \frac{N_t \cdot a_t'}{144 \cdot n}$	0.9714	ft ²	
2. Mass Vel				2. Mass Vel			
$G_s = \frac{M_s}{a_s}$	6.313,0859	lb/hr.ft ²		$G_t = \frac{M_t}{a_t}$	249,3178	lb/hr.ft ²	
3. Perhitungan Bilangan Reynolds				$V = Gt/3600 \rho$			
Pada Tc =	118°F	320.65	K	3. Perhitungan Bilangan Reynolds			
$\mu =$	0,7946	lb/ft.hr		Pada tc =	185°F	358.15	K
$De =$	0.0402	ft		$\mu =$	0,7946	lb/ft.hr	
$Re_s = \frac{D \cdot G_s}{\mu}$	319,1292			$IDt =$	0.0402	ft	
$jH =$	12	(fig.28 Kern)		$Re_t = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$	12,6031		
$k =$	0.0128	Btu/jam.ft.F		$L/D =$	497,9253		
$cP =$	885,1811	Btu/lb.F		Menghitung hi			
4. Menghitung ho				$hi =$	330	Btu/(hr.ft ² . °F)	
$h_o = j_h \frac{k}{D_e} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$	145,2597	Btu/(hr.ft ² . °F)		Menghitung hio			
				$hio = hi \cdot (ID/OD)$	212,0800	Btu/(hr.ft ² . °F)	

Clear overall coefficient:

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad U_c = 86,2112 \text{ Btu/(hr.ft}^2 \cdot \text{°F)}$$

Dirt factor:

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} \quad R_d = -0,0025 \text{ (hr.ft}^2 \cdot \text{°F)/Btu}$$

$$R_d \text{ min} = 0.003 \text{ (hr.ft}^2 \cdot \text{°F)/Btu}$$

Pressure Drop			
Hot Fluid		Cold Fluid	
Res =	319,1292	Ret =	12,6031

f =		0.00039		f =		0.0004	
s =		0.9200		s =		1.000	
Ds =	ID _s /12	3,2500	ft	$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi t}$			
<i>Number of crosses</i>				=	0.0000	Psi	
N + 1 = 12	L _p /B	12,3077		Gt =	249,3178	lb/hr.ft ²	
$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$				$\frac{V^2}{2 \cdot g'} =$		0.015	
		=	0.0003				
				$\Delta Pr = \frac{4n}{s} \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g'}$		0.1200	Psi
				$\Delta P =$		0.1200	psi

EXPANSION VALVE (EV-02)

Fungsi : Menurunkan tekanan produk keluaran FD-01

Jenis : *Globe Valve*

Kondisi Operasi :

T : 50 °C = 328,15 K

P in : 3 atm = 2280,048 mmhg = 44,0878 psia

P out : 1 atm = 760,16 mmhg = 14,6959 psia

Data kapasitas panas cairan masing-masing komponen Yaws, 1999:

$$\log_{10}(\mu_{liq}) = A + B/T + CT + DT^2$$

Tabel 49. Data viskositas cairan

Komponen	BM	A	B	C	D	μ_{liq}
C6H6	78	-7,4005	1,1815E+03	1,4888E-02	-1,3713E-05	0,4063
C6H12	84	4,7423	-2,5322E+02	-1,6927E-02	1,2472E-05	0,5742
C7H8	92	-5,1649	8,1068E+02	1,0454E-02	-1,0488E-05	0,4043

Data densitas cairan masing-masing komponen Yaws, 1999 :

$$\rho(g/cm^3) = AB^{-(1-T/TC)^2}$$

T(K) = 55 °C = 328,15 K

Tabel 50. Data densitas cairan masing-masing komponen

Komponen	BM	A	B	n	Tc	$\rho(g/cm^3)$
C6H6	78	0,3009	0,2677	0,2818	562,1600	0,8424
C6H12	84	0,2738	0,2741	0,2851	553,5400	0,7455
C7H8	92	0,3000	0,2711	0,2989	591,7900	0,8362

1. Menghitung Laju Alir (Debit)

Tabel 51. Data densitas dan viskositas campuran liquid

Komponen	BM	Massa Kg/jam	Fraksi massa Xi	$\mu(Cp)$	$\rho(kg/L)$	Volume (L)	$Xi \cdot \mu$	$Xi \cdot \rho$
C6H6	78	28,4267	0,0075	0,4063	0,8424	33,7448	3,0548E-03	0,0063
C6H12	84	3748,8176	0,9916	0,5742	0,7455	5028,4757	5,6935E-01	0,7392
C7H8	92	3,5130	0,0009	0,4043	0,8362	4,2012	3,7563E-04	0,0007
Total		3780,7573	1,0000	1,3847	2,4241	5066,4217	0,5728	0,7463

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum x_i \times \mu}{\sum x_i} \\ \mu \text{ camp} &= 0,5728 \text{ Cp} \\ &= 0,00057278 \text{ kg/s} \\ \rho \text{ campuran} &= \frac{\sum x_i \times \rho}{\sum x_i} \\ &= 0,7463 \text{ kg/L} = 46,59188 \text{ lb/ft}^3 = 746,3304 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung rate volumetrik

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= 5065,7956 \text{ L/jam} &= 1,4071 \text{ L/s} \\ &= 0,04969 \text{ ft}^3/\text{s} &= 0,3717 \text{ gall/s} \\ &= 22,3039 \text{ gmp} &= 5,0658 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

2. Dimensi *Expansion Valve*

$$\begin{aligned} D \text{ optimal} &= 260 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37} \\ G \text{ flow rate} &= 3780,7573 \text{ kg/jam} &= 1,0502 \text{ kg/s} \\ D_{opt} &= 23,0702 \text{ mm} &= 0,9082 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa standar, Kern tabel.11, p.844

$$\begin{aligned} OD &= 2,38 \text{ in} &= 0,06045 \text{ m} \\ ID &= 2,067 \text{ in} &= 0,0525 \text{ m} \\ A't &= 3,35 \text{ in}^2 &= 0,00216 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

3. Menentukan Kecepatan Aliran Fluida

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ V &= 2343,8756 \text{ m/jam} \\ &= 0,6511 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Menghitung bilangan reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \\ &= 2,62337 \times 10^{-8} \end{aligned}$$

4. Menentukan *Friction Loss* Karena *Valve*

Digunakan bahan pipa yang terbuat dari *commercial steel*, sehingga :

$$\begin{aligned}\varepsilon &= 0,000046 \\ \varepsilon/D &= 0,00087616 \\ f &= 0,003 \text{ (Geankoplis, Fig. 2.10-3 hal. 88)} \\ hf &= kf \times \frac{v^2}{2 \times Gc} \\ hf &= 0,000605451 \text{ kg.m/s}^2\end{aligned}$$

5. Menentukan *Pressure Head*

$$\text{Pressure head} = \Delta p / \rho$$

$$\begin{aligned}P_{in} &= 3 \text{ atm} &= 30996,81 \text{ kg/m}^2 \\ P_{out} &= 1 \text{ atm} &= 10332,27 \text{ kg/m}^2 \\ \rho_{camp} &= 746,3304 \text{ kg/m}^3 \\ pH &= 27,6882 \text{ m}\end{aligned}$$

6. Menentukan *Power Expansion Valve*

$$W_s = \frac{\varepsilon \times m(P_1 - P_2)}{\rho}$$

Efisiensi kompresor berkisar 70-80%

$$\begin{aligned}\varepsilon &= 80\% \\ W_s &= 83745,86937 \text{ kg.m/jam} \\ &= 0,23 \text{ kWh} \\ &= 0,31 \text{ HP} \\ \text{Power motor} &= 0,33 \text{ HP}\end{aligned}$$

PERBAIKAN PENDADARAN

1. Persamaan kinetika reaksi yang digunakan adalah kinetika reaksi elementer karena berdasarkan literatur nilai K_H dan K_{Bz} diasumsikan bahwa adsopsinya konstan, sehingga mengikuti persamaan Van't Hoff dengan tipe persamaan, yaitu:

$$k_x = A_x e^{-\frac{\Delta H_{ads} - x}{RT}}$$

Dan juga kecepatan konstan mengikuti tipe persamaan Arrhenius, yaitu:

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

2. Bilangan tak berdimensi berdasarkan perhitungan *heat exchanger* yang kami gunakan adalah bilangan Reynold, di mana bilangan Reynold termasuk dalam perhitungan untuk mencari *pressure drop* dari *heat exchanger*.
3. Dalam prarancangan pabrik yang kami dirikan tidak menggunakan kompresor, karena beberapa alat memiliki jarak yang cukup dekat, seperti antara separator dan reaktor. Selain itu, komponen gas yang ada memiliki viskositas dan laju alir yang rendah sehingga mudah mengalir. Pemasangan kompresor membutuhkan biaya pembelian, pemasangan, dan operasi. Sehingga jika aliran gas dapat terjadi tanpa kompresor, maka lebih hemat jika tidak perlu digunakan.
4. Tidak logis, karena dengan panas reaksi yang dikeluarkan cukup tinggi sehingga tidak mampu menahan beban yang ada. Kesalahan perhitungan pada ketebalan vessel karena kesalahan mengambil data yang tidak sesuai, sehingga kami memperbaiki pemilihan data yang lebih logis.
5. Nilai POT yang diperoleh kurang dari 2 tahun yaitu POT sebelum pajak = 1,04 tahun dan POT sesudah pajak = 1,42 tahun. Nilai ROI yang diperoleh lebih dari batas minimum 44% yaitu ROI sebelum pajak = 86,51% dan ROI sesudah pajak 60,55%. Nilai POT di sini sudah sesuai dengan ketentuan, di mana POT adalah jumlah waktu yang dibutuhkan untuk modal awal suatu investasi atau proyek dapat kembali dari keuntungan bersih yang dihasilkan. Dengan kata lain, POT menunjukkan berapa lama waktu yang diperlukan untuk investor mendapatkan kembali modal yang telah mereka investasikan. Nilai ROI juga sudah sesuai dengan ketentuan, di mana ROI merupakan metrik yang digunakan untuk mengukur efektivitas dan profitabilitas dari suatu investasi atau proyek. Sederhananya ROI menunjukkan seberapa besar keuntungan yang diperoleh dari investasi yang dilakukan.

6. Pada vaporizer efisiensinya adalah 80%, sehingga pemisahan yang terjadi antara gas dan cair adalah 4:1 di mana 80% berupa gas, sedangkan 20% berupa cairan. Pada vaporizer ini dapat dilihat dari nilai uap murni pada komponen C₆H₆ dan C₇H₈ pada tekanan uap murni didapat dari data antonie dan juga nilai dari kapasitas penguapan.

Komponen	BM	Konstanta Antonie		
		A	B	C
C ₆ H ₆	78,0000	15,9008	2788,5100	-52,3600
C ₇ H ₈	92,0000	16,0137	3096,5200	-35,6700

Diperoleh nilai pada panas sensibel dengan ΔT 81°C dan tekanan 1 atm didapat nilai *bubble point*:

Xi	Po	Ki = Po/Pt	Yi = Xi.Ki
0,9992	781,2523	1,0003	0,9994
0,0008	539,6343	0,6909	0,0006
1,0000	1320,8865	1,6912	1,0000

Dan pada *dew point* dengan ΔT 81°C dan tekanan 1 atm:

Yi	Po	Ki = Po/Pt	X = Yi/Ki
0,9992	781,2523	1,0004	0,9988
0,0008	539,6343	0,6910	0,0012
1,0000	1320,8865	1,6914	1,0000

Kapasitas panas penguapan dinyatakan dengan nilai konstanta penguapan yaitu:

Komponen	Konstanta		
	A	Tc	n
C ₆ H ₆	49,888	562,16	0,489
C ₇ H ₈	50,1390	591,7900	0,3830

Diperoleh nilai delta H pada T 81°C dan tekanan 1 atm yaitu:

Komponen	input (kmol/jam)	Hv (Kjoule/mol)	Hv (kkal/kmol)	Qv (kkal/jam)
C ₆ H ₆	44,9932	30,68017011	7327,832738	329702,8368
C ₇ H ₈	0,0382	35,35189135	8443,6542	322,4177
Total	45,0314	66,0321	15771,4869	330025,2545

Pada panas laten dengan temperatur 111°C dan tekanan 1 atm didapat nilai *bubble point*:

Komponen	m (kmol/jam) ,input VP	Xi	Po	Ki = Po/Pt	Yi = Xi.Ki
C6H6	44,9932	0,9992	1801,4685	1,0004	0,9996
C7H8	0,0382	0,0008	1246,2699	0,6921	0,0006
Total	45,0314	1,0000	3047,7384	1,6925	1,0000

Penentuan *dew point* pada temperatur 111°C dan tekanan 1 atm:

Komponen	m (kmol/jam), input VP	Yi	Po	Ki = Po/Pt	X = Yi/Ki
C6H6	44,9932	0,9992	1801,4685	1,0004	0,9988
C7H8	0,0382	0,0008	1246,2699	0,6921	0,0012
Total	45,0314	1,0000	3047,7384	1,6924	1,0000

