

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *BIPHENYL* DARI
BENZENE DENGAN KAPASITAS 145.000
TON/TAHUN**

SKRIPSI



Safira Izza Gusti Zarni (1900020061)

Sheila Rahmah Aprilla (1900020103)

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN
YOGYAKARTA**

2024

HALAMAN PERSETUJUAN

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *BIPHENYL* DARI *BENZENE*
DENGAN KAPASITAS 145.000 TON/TAHUN**

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh:

Safira Izza Gusti Zarni (1900020061)

Sheila Rahmah Aprilla (1900020103)

Telah disetujui oleh

Dosen pembimbing skripsi Program Studi S1 Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan

dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk mendapat gelar sarjana.

Dosen Pembimbing



(Dr. Endah Sulistiawati, S.T., M.T., IPM.)

NIPM. 196907222000020110861617

HALAMAN PENGESAHAN

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *BIPHENYL* DARI *BENZENE*
DENGAN KAPASITAS 145.000 TON/TAHUN**

Disusun oleh:

Safira Izza Gusti Zarni (1900020061)

Sheila Rahmah Aprilla (1900020103)

**Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji
Pada tanggal 1 Februari 2024 dan dinyatakan telah memenuhi syarat**

Susunan Dewan Penguji:

Ketua : **Dr.Endah Sulistiawati, S.T., M.T.,IPM.**

Anggota : **1.Dr.Ir. Martomo Setyawan, S.T., M.T.**

2. Shinta Amelia, S.T., M.Eng

Dekan

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan



Prof. Ir. Sunardi, S.T., M.T., Ph.D.

NIPM. 197405212000021110862028

PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI

Kami yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : 1. Safira Izza Gusti Zarni (1900020061)

2. Sheila Rahmah Aprilla (1900020103)

Program Studi : S1 Teknik Kimia

Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa Skripsi yang kami tulis ini dengan judul Prarancangan Pabrik Kimia *Biphenyl* dari *Benzene* Kapasitas 145.000 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, 09 Januari 2024

Yang membuat pernyataan



(Safira Izza Gusti Zarni)



(Sheila Rahmah Aprilla)

Pernyataan Tidak Plagiat

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : 1. Safira Izza Gusti Zarni
2. Sheila Rahmah Aprilla

NIM : 1900020061
1900020103

Email : 1. Safira1900020061@webmail.uad.ac.id
2. sheila1900020103@webmail.uad.ac.id

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknologi Industri

Judul Skripsi : Prarancangan Pabrik Kimia *Biphenyl* dari *Benzene* dengan Kapasitas 145.000 Ton/Tahun

Dengan ini menyatakan bahwa:

1. Hasil karya yang saya serahkan ini adalah asli dan belum pernah mendapatkan gelar kesarjanaan baik di Universitas Ahmad Dahlan maupun di institusi pendidikan lainnya.
2. Hasil karya saya ini bukan saduran/terjemahan melainkan merupakan gagasan, rumusan, dan hasilpelaksanaan penelitian dan implementasi saya sendiri, tanpa bantuan pihak lain kecuali arahan pembimbing akademik dan narasumber penelitian.
3. Hasil karya saya ini merupakan hasil revisi terakhir setelah diujikan yang telah diketahui dan di setujui oleh pembimbing.
4. Dalam karya saya ini tidak terdapat karya atau pendapat yang telah ditulis atau dipublikasikan orang lain, kecuali yang digunakan sebagai acuan dalam naskah dengan menyebutkan nama pengarang dan dicantumkan dalam daftar pustaka.

Pernyataan ini saya buat dengan sesungguhnya. Apabila di kemudian hari terbukti ada penyimpangan dan ketidakbenaran dalam pernyataan ini maka saya bersedia menerima sanksi akademik berupa pencabutan gelar yang telah diperoleh karena karya saya ini, serta sanksi lain yang sesuai dengan ketentuan yang berlaku di Universitas Ahmad Dahlan.

Yogyakarta, 23 Februari 2024
Yang Menyatakan



(Safira Izza Gusti Zarni)



(Sheila Rahmah Aprilla)

PERNYATAAN PERSETUJUAN AKSES

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : 1. Safira Izza Gusti Zarni
2. Sheila Rahmah Aprilla

NIM : 1900020061 Email : safira1900020061@webmail.uad.ac.id
1900020103 sheila1900020103@webmail.uad.ac.id

Fakultas : Teknologi Industri Program Studi : Teknik Kimia

Judul tugas akhir : Prarancangan Pabrik Kimia *Biphenyl* dari *Benzene* dengan Kapasitas
145.000 Ton/Tahun

Dengan ini saya menyerahkan hak *sepenuhnya* kepada Perpustakaan Universitas Ahmad Dahlan untuk menyimpan, mengatur akses serta melakukan pengelolaan terhadap karya saya ini dengan mengacu pada ketentuan akses tugas akhir elektronik sebagai berikut

Saya (~~mengijinkan~~/~~tidak mengijinkan~~)* karya tersebut diunggah ke dalam Repository Perpustakaan Universitas Ahmad Dahlan.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Yogyakarta, 23 Februari 2024

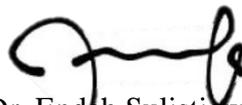


(Safira Izza Gusti Zarni)



(Sheila Rahmah Aprilla)

Mengetahui,
Pembimbing



Dr. Endah Sulistiawati, S.T., M.T., IPM.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan atas kehadiran Allah SWT yang telah memberikan kami rahmat, hidayah, serta kesehatan kepada kita semua. Tak lupa sholawat beriring salam kita panjat kepada Nabi besar kita yaitu Nabi Muhammad SAW. Berkat rahmat dan karunianya kami dapat menyusun dan menyelesaikan naskah tugas akhir dengan judul “Prarancangan Pabrik Kimia *Biphenyl* dari *Benzene* dengan kapasitas 145.000 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 mendapat bantuan dari berbagai pihak baik secara langsung maupun tidak langsung. Dalam hal ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Dr. Muchlas, M.T. selaku Rektor Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta
2. Bapak Prof. Ir. Sunardi, S.T., M.T., Ph.D. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta
3. Bapak Agus Aktawan, S.T., M.Eng. selaku ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta
4. Ibu Dr. Endah Sulistiawati, S.T., M.T., IPM. selaku dosen pembimbing atas bimbingannya, saran dan motivasinya.
5. Segenap Dosen dan karyawan di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan
6. Kedua orang tua, nenek, kakek, kakak, dan adik kami, serta seluruh keluarga tercinta atas doa, semangat, dan dukungannya, semoga Allah senantiasa melimpahkan Rahmatnya
7. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2019 yang telah memberikan dukungan dan bantuan
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu baik secara moril maupun spiritual.

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

HALAMAN PERSEMBAHAN

PENULIS I

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Alhamdulillahilahirabbil'alamin, puji syukur kepada Allah SWT dan junjungan kita Nabi Muhammad SAW atas berkat rahmat, karunia, dan Hidayah-Nya telah memberikan kesehatan, kemudahan, kelancaran dan kesabaran dalam menyelesaikan kuliah dan skripsi ini.

Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan kepada yang telah membawa umatnya ke generasi yang kaya akan ilmu pengetahuan seperti sekarang ini.

Dengan segala kerendahan hati, teriring kasih dan sayang, kupersembahkan Skripsi ini kepada orang terkasih yaitu :

Kedua orang tua saya, Papa Maizar, Bc., IP., S.Sos., M.Si. dan Mama Ir. Dian Hariani, kakak saya, Karilla Maidiana, S.S., M.Ikom yang tidak pernah lelah mendoakan saya, mendukung saya dan memberikan kecukupan materi, terima kasih selalu berjuang mencari nafkah untuk saya, semoga saya bisa menjadi anak yang shalehah, membanggakan, serta dapat membahagiakan Bapak dan Ibu karena sudah memperjuangkan saya untuk menjadi orang yang berilmu, baik dunia maupun akhirat. Terima kasih juga kepada keluarga saya

Almamaterku Prodi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta. Terimakasih kepada Bapak dan Ibu dosen-dosen Teknik Kimia yang telah membimbing dan memberikan ilmu yang bermanfaat kepada saya.

Terima kasih kepada dosen pembimbing saya Ibu Dr.Endah Sulistiawati, S.T., M.T., IPM., yang telah sabar membimbing dan membantu menyelesaikan skripsi ini.

Terima kasih kepada Ibu Rachma Tia Evitasari, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing akademik yang senantiasa membimbing saya dan teman-teman sejak awal kuliah hingga kami menyelesaikan studi.

Terima kasih juga kepada sayangku blaem blaem saya sekaligus sahabat saya Sheila Rahmah Aprilla yang telah sabar, saling mengerti, dan tak pernah patah semangat dalam menyelesaikan skripsi ini, semoga persahabatan kita awet sampai akhir hayat, Aamiin.

Terima kasih kepada sahabat saya Mega Ninda Wijaya dan Andini Pratama Puspitasari yang selalu memberikan dukungan, bantuan dan doa yang tak terhingga selama ini baik dalam keadaan susah maupun senang.

Terima Kasih kepada teman kecil saya sekaligus sahabat saya Dini Julia Putri, S.Pd. terima kasih sudah menjadi pendengar dan penyemangat bagi penulis selama mengerjakan skripsi, I lop u poll pokoknya.

Terima Kasih kepada Kak Monica Yulfarida, S.T., M.T. yang telah banyak membantu penulis dalam mengerjakan skripsi.

Serta tak lupa kepada teman-teman saya seperjuangan skripsi, angkatan Teknik Kimia 2019 kepada yang sudah mendukung dan membantu saya sedari awal masuk kuliah di Universitas Ahmad Dahlan, hingga saat ini yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu, Semoga Allah melimpahkan rahmat-Nya kepada kalian semua. Amin

Terima Kasih untukku, telah mempertahankan mimpi dan cita-cita, tak pernah berhenti bermimpi, meski dunia meragukan kemampuanmu.

PENULIS II

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Dengan mengucapkan syukur Alhamdulillah rabbil' 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. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan kepada Rasulullah SAW yang telah membawa umatnya ke generasi yang kaya akan ilmu pengetahuan seperti sekarang ini.

*Dengan segala kerendahan hati serta teriring kasih dan sayang, kupersembahkan Skripsi ini kepada orang terkasih yaitu :
Cinta pertama saya Ayahanda Mugiono, S. Hut. dan pintu surga saya Ibunda Sumiati, kedua adek saya Zakiy Suryahadi Tectona dan Sheza Hanum Hanania yang mana selalu mencintai sepenuh hati, memberi dukungan, tidak pernah lelah mendoakan saya dan memberi kecukupan materi, selalu mendengarkan keluh kesah saya tanpa merasa terbebani, sehingga saya bisa menyelesaikan studi saya hingga akhir, semoga saya bisa menjadi anak yang shalehah, saudara yang membanggakan, serta dapat menjadi orang yang berguna dan sukses baik dunia maupun akhirat.*

Almamaterku Prodi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta. Terkhususnya dosen-dosen Teknik Kimia yang telah membimbing dan memberikan ilmu yang bermanfaat.

Terima kasih kepada Ibu Dr. Endah Sulistiawati, S.T., M.T., IPM. selaku dosen pembimbing skripsi yang telah sabar membimbing saya dalam menyelesaikan skripsi ini. Terima kasih kepada Ibu Shinta Amelia., S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing akademik yang senantiasa membimbing saya dan teman-teman sejak awal kuliah hingga kami menyelesaikan studi.

Terima kasih kepada partner sekaligus sahabat saya, Safira Izza Gusti Zarni, yang bersedia berjuang dalam menyelesaikan skripsi ini, mengerti pemikiran dan sifat saya, tak pernah patah semangat dan selalu memberi dukungan dan semoga persahabatan kita tetap terjaga hingga tua nanti.

Terima kasih kepada sahabat-sahabat saya, sister from another mother, Eka Febiola, S. Keb. dan Natasha Della Agustin Embang yang selalu bersedia menemani saya dalam suka maupun duka, memberi saran, mendengarkan semua keluh kesah saya, menghadirkan suasana persahabatan yang nyaman dan hangat, selalu menolong saya ketika kesusahan, terima kasih karena sudah mau berjuang bersama-sama walaupun kita tidak di kota yang sama, semoga persahabatan kita terjaga hingga tua nanti. Semoga kebaikan para sahabat saya tersebut dibalaskan oleh Allah SWT, and see u on the next top sayang-sayangku.

Terima kasih kepada sahabat saya Mega Ninda Wijaya dan Andini Pratama Puspitasari yang telah bersedia menjadi sahabat saya di dunia perkuliahan, yang selalu memberikan dukungan, bantuan dan doa yang tak terhingga selama ini baik dalam keadaan susah maupun senang, terima kasih karena sudah mampu bertahan hingga akhir.

Terima Kasih kepada Kak Monica Yulfarida, S.T., M.T. yang telah banyak membantu penulis dalam mengerjakan skripsi.

Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2019 terima kasih atas doa dan dukungannya,. Semua pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu, saya mengucapkan terima kasih. Semoga Allah SWT melimpahkan rahmat-Nya pada kalian semua. Aamiin.

Last but not least, I wanna thank me, I wanna thank me for believing in me, I wanna thank me for doing all this hard work, I wanna thank me for having no days off, I wanna thank me for never quitting, I wanna thank me for always being a giver and tryna give more than I receive, I wanna thank me for tryna do more right than wrong, I wanna thank me for just being me at all time.

**HALAMAN MOTTO
PENULIS I**

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

*“Tidak ada kesulitan yang tidak ada ujungnya. Sesudah sulit pasti akan ada kebahagiaan. ‘Karena sesungguhnya sesudah kesulitan itu ada kemudahan’.”
(Q.S.Al-Insyirah : 5-6)*

*“Barang siapa yang keluar rumah untuk mencari ilmu, maka ia berada di jalan Allah
hingga ia pulang”
-HR. Tirmidzi-*

*“Musuh yang paling bahaya berbahaya diatas dunia ini adalah penakut dan
bimbang. Teman yang paling setia, hanyalah keberanian dan keyakinan yang teguh
-Andrew Jackson-*

PENULIS II

“Tidak ada sesuatu yang mustahil untuk dicapai. Tidak ada sesuatu yang mustahil untuk diselesaikan. Karena, ‘Sesungguhnya Allah bebas melaksanakan kehendak-Nya, dia telah menjadikan untuk setiap sesuatu menurut takarannya’”
(Q.S Ath-Thalaaq : 3)

“Dan bersabarlah kamu, sesungguhnya janji Allah adalah benar”
(Q.S Ar-Rum : 60)

“Pantang dalam menyerah, pantang dalam berpatah angan. Tidak ada kata gagal untuk orang yang engga berhasil. Dan janganlah kamu berputus asa dari rahmat Allah. Sesungguhnya tiada berputus dari rahmat Allah melainkan orang orang yang kufur”
(Q.S Yusuf : 87)

“Ingat, kamu adalah pemimpin hidupmu sendiri”
-Jung Hoseok-

“Menangis bukan berarti kamu lemah, tetapi karena kamu sudah berjuang begitu keras”
-Choi Hyunsuk-

“Melakukan yang terbaik, lebih baik dari pada menjadi yang terbaik”
-Bang Yedam-

DAFTAR ISI

HALAMAN PERSETUJUAN	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI	iv
PERNYATAAN TIDAK PLAGIAT	v
PERNYATAAN PERSETUJUAN AKSES	vi
KATA PENGANTAR	vii
HALAMAN PERSEMBAHAN	viii
HALAMAN MOTO	xii
DAFTAR ISI	xiv
DAFTAR TABEL	xviii
DAFTAR GAMBAR	xx
DAFTAR LAMBANG	xxi
ABSTRAK	xxiv
BAB I PENDAHULUAN	1
I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
I.2. Penentuan Kapasitas Pabrik	2
I.2.1. Kebutuhan <i>Biphenyl</i> di Indonesia.....	2
I.2.2. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri	3
I.3. Pemilihan Lokasi Pabrik.....	4
I.4. Tinjauan Pustaka	6
I.4.1. Macam-macam Metode Pembuatan <i>Biphenyl</i>	6
I.4.2. Pemilihan Proses	6
I.4.3. Tinjauan Kinetika	8
I.4.4. Tinjauan Termodinamika.....	8
BAB II URAIAN PROSES	11
II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku	11
II.2. Tahap Reaksi	11
II.3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian.....	11
II.4. Diagram Alir Kualitatif	12

II.5.	Diagram Alir Kuantitatif	12
BAB III	SPESIFIKASI BAHAN.....	15
III.1.	Spesifikasi Bahan Baku	15
III.2.	Spesifikasi Produk	16
BAB IV	NERACA MASSA	17
IV.1.	Neraca Massa Alat.....	17
IV.1.1.	Neraca Massa Vaporizer.....	17
IV.1.2.	Neraca Massa Separator 1	17
IV.1.3.	Neraca Massa Reaktor	18
IV.1.4.	Neraca Massa Kondensor Parsial	18
IV.1.5.	Neraca Massa Separator -02.....	18
IV.1.6.	Neraca Massa <i>Flash Drum</i> -01	19
IV.1.7.	Neraca Massa <i>Prilling Tower</i>	19
IV.2.	Neraca Massa.....	19
BAB V	NERACA PANAS	20
V.1.	Neraca Panas	20
V.1.1.	Neraca Panas <i>Vaporizer</i> (V-01).....	20
V.1.2.	Neraca Panas Reaktor (R-01)	20
V.1.3.	Neraca Panas <i>Condensor Parsial</i> (CDP-01).....	20
V.1.4.	Neraca Panas <i>Flash Drum</i>	20
BAB VI	SPESIFIKASI ALAT	22
VI.1.	Spesifikasi Alat Penyimpanan	22
VI.1.1.	Tangki (T-01).....	22
VI.1.2.	Silo (SL-01)	22
VI.2.	Alat Proses.....	23
VI.2.1.	Reaktor	23
VI.2.2.	<i>Flash Drum</i>	23
VI.3.	Alat Perpindahan Panas	24
VI.3.1.	Vaporizer	24
VI.3.2.	<i>Heater</i>	24
VI.3.3.	<i>Condensor Parsial</i> (CDP-01).....	25

VI.4.	Alat Pemisah.....	26
VI.4.1.	Separator.....	26
VI.4.2.	<i>Prilling Tower</i>	27
VI.5.	Pompa Proses.....	27
VI.5.1.	Pompa.....	27
VI.6.	Alat Pengangkut.....	28
VI.6.1.	<i>Belt Conveyor (BC-01)</i>	28
VI.6.2.	<i>Bucket Elevator</i>	28
VI.7.	Alat Penekan.....	29
VI.7.1.	Kompressor.....	29
VI.7.2.	<i>Expansion Valve</i>	29
BAB VII	UTILITAS.....	28
VII.1.	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	28
VII.7.1.	Proses Pengolahan Air dari Petrokimia Gresik.....	30
VII.7.2.	Kebutuhan Air.....	33
VII.2.	Unit Pembangkit <i>Steam</i>	34
VII.3.	Unit Pembangkit Listrik.....	35
VII.4.	Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	35
VII.5.	Unit Pengolahan Limbah.....	36
BAB VIII	LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES.....	37
VIII.1.	Lokasi Pabrik.....	37
VIII.1.1.	Tersedianya Bahan Baku.....	37
VIII.1.2.	Fasilitas Transportasi.....	37
VIII.1.3.	Utilitas.....	38
VIII.1.4.	Tersedianya Tenaga Kerja.....	38
VIII.2.	Layout Pabrik.....	38
VIII.3.	<i>Layout</i> Peralatan.....	42
BAB IX	STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN.....	43
IX.1.	Organisasi Perusahaan.....	43
IX.2.	Struktur Organisasi.....	43
IX.3.	Tugas dan Wewenang.....	46

IX.3.1.	Pemegang Saham.....	46
IX.3.2.	Dewan Komisaris	46
IX.3.3.	Direktur Utama.....	46
IX.3.4.	Kepala Bagian	47
IX.4.	Jam Kerja Karyawan	50
a.	Karyawan <i>Non Shift</i>	50
b.	Karyawan <i>Shift</i>	51
IX.5.	Perincian Tugas dan Keahlian	53
IX.6.	Sistem Gaji Karyawan	54
IX.7.	Kesejahteraan Sosial karyawan	56
IX.8	Manajemen Produksi	56
BAB X	EVALUASI EKONOMI	58
X.1.	Penaksiran Harga Peralatan	58
X.2.	Dasar Perhitungan.....	62
X.3.	Perhitungan Biaya.....	62
X.3.1.	<i>Capital Investment</i>	62
X.3.2.	<i>Manufacturing Cost</i>	62
X.3.3.	<i>General Expense</i>	63
X.4	Analisa Kelayakan.....	63
X.4.1.	Percent Return Of Investment	63
X.4.2.	<i>Pay Out Time (POT)</i>	63
X.4.3.	<i>Break Event Point (BEP)</i>	63
X.4.4.	<i>Shut Down Point (SDP)</i>	64
X.4.5.	<i>Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)</i>	64
X.4.6.	Hasil Perhitungan	65
X.5.	Analisa Keuangan.....	66
X.6.	Hasil Kelayakan Ekonomi	66
BAB XI	KESIMPULAN	69
	DAFTAR PUSTAKA	70
	LAMPIRAN	72

DAFTAR TABEL

Tabel I. 1 Impor Produk di Indonesia.....	2
Tabel I. 2 Harga Bahan Baku dan Produk 1.....	3
Tabel I. 3 Harga Bahan Baku dan Produk.....	7
Tabel I. 4 Perbandingan Proses Pembuatan <i>Biphenyl</i>	7
Tabel I. 5 Harga ΔH_{298} dan ΔG_{298}	9
Tabel III. 1 Sifat Fisis Bahan Baku.....	15
Tabel III. 2 Sifat Fisis Produk.....	16
Tabel IV. 1 Neraca Massa <i>Vaporizer</i>	17
Tabel IV. 2 Neraca Massa Separator 1.....	17
Tabel IV. 3 Neraca Massa Reaktor 1.....	18
Tabel IV. 4 Neraca Massa Condensor Parsial.....	18
Tabel IV. 5 Neraca Massa Separator-02.....	18
Tabel IV. 6 Neraca Massa <i>Flash Drum</i>	19
Tabel IV. 7 Neraca Massa <i>Prilling Tower</i>	19
Tabel IV. 8 Neraca Massa Total.....	19
Tabel V. 1 Neraca Panas <i>Vaporizer</i> (V).....	20
Tabel V. 2 Neraca Panas Reaktor.....	20
Tabel V. 3 Neraca Panas <i>Condensor parsial</i> (CDP).....	20
Tabel V. 4 Neraca Panas <i>Flash Drum</i>	20
Tabel VI. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	22
Tabel VI. 2 Spesifikasi Silo.....	22
Tabel VI. 3 Spesifikasi Reaktor.....	23
Tabel VI. 4 Spesifikasi <i>Flash Drum</i>	23
Tabel VI. 5 Spesifikasi <i>Vaporizer</i>	24
Tabel VI. 6 Spesifikasi <i>Heater</i>	24
Tabel VI. 7 Spesifikasi <i>Condensor Parsial</i>	25
Tabel VI. 8 Spesifikasi Alat Separator.....	26
Tabel VI. 9 Spesifikasi <i>Prilling Tower</i>	27
Tabel VI. 10 Spesifikasi Pompa.....	27
Tabel VI. 11 Spesifikasi Alat <i>Belt Conveyor</i>	28

Tabel VI. 12 Spesifikasi Alat <i>Bucket Elevator</i>	28
Tabel VI. 13 Spesifikasi Alat Kompresor	29
Tabel VI. 14 Spesifikasi <i>Expansion Valve</i>	29
Tabel VII. 1 Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i>	33
Tabel VII. 2 Kebutuhan Air Pendingin	33
Tabel VII. 3 Kebutuhan Air Kantor	34
Tabel VII. 4 Kebutuhan Air Keseluruhan	34
Tabel VIII. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	40
Tabel IX. 1 Jumlah Karyawan <i>Non Shift</i>	50
Tabel IX. 2 Pembagian Kerja Karyawan <i>Shift</i>	52
Tabel IX. 3 Jumlah Karyawan <i>Shift</i>	52
Tabel IX. 4 Jabatan dan Prasyarat	53
Tabel IX. 5 Gaji Karyawan	54
Tabel X. 1 Harga <i>Index</i>	59
Tabel X. 2 Daftar Harga Alat Pada Tahun Referensi & Tahun Pendirian Pabrik	61
Tabel X. 3 <i>Fixed Capital Investment</i>	65
Tabel X. 4 <i>Working Capital Investment</i>	65
Tabel X. 5 <i>Manufacturing Cost</i>	65
Tabel X. 6 <i>General Expense</i>	65
Tabel X. 7 Total <i>Production Cost</i>	66
Tabel X. 8 <i>Fixed Cost (Fa)</i>	67
Tabel X. 9 <i>Regulated Cost (Ra)</i>	67
Tabel X. 10 <i>Variabel Cost (Va)</i>	67
Tabel X. 11 Trial and Error Nilai <i>i</i>	68

DAFTAR GAMBAR

Gambar I. 1 Denah Lokasi Rencana Pembangunan Pabrik <i>Biphenyl</i>	4
Gambar II. 1 Diagram Alir Kualitatif.....	13
Gambar II. 2 Diagram Alir Kuantitatif.....	14
Gambar IX. 1 Struktur Organisasi di Pabrik <i>Biphenyl</i>	45
Gambar VII. 1 Diagram Alir Unit Proses.....	30
Gambar VII. 2 Diagram Alir Pengolahan Limbah.....	36
Gambar VIII. 1 <i>Layout</i> Pabrik.....	41
Gambar VIII. 2 <i>Layout</i> Peralatan	42
Gambar X. 1 Grafik Ekstrapolasi Indeks Harga.....	60
Gambar X. 2 Grafik Analisa Kelayakan Ekonomi	68

DAFTAR LAMBANG

A	= Luas perpindahan pans, ft ² , in ² ,m ²
a	= Jari-jari dalam reaktor,
BC	= <i>Belt Conveyor</i>
BEP	= <i>Break Event Point</i>
BHP	= <i>Brake Horse Power</i> , Hp
BM	= Berat Molekul, Kg/kmol
b	= Sumbu tegak <i>head</i> , m
C	= Faktor korosi, in
CAo	= Konsentrasi zat A mula mula, Kmole/L
CBo	= Konsentrasi zat B mula-mula,Kmole/L
CD	= <i>Condensor</i>
Cp	= Kapasitas panas, Btu/lb°F,Kkal/kg°C
D	= Diameter, ini, m
DFCR	= <i>Discounted Cash Flow Rate</i>
DMC	= <i>Direct Manufacturing Cost</i>
DPC	= <i>Direct Plant Cost</i>
E	= Efisiensi pengelasan
Ea	= Harga alat dengan kapasitas diketahui
Eb	= Harga alat dengan kapasitas dicari
EV	= <i>Expansion Valve</i>
Ex	= Harga alat untuk tahun x
Ey	= Harga alat untuk tahun y
f	= <i>Allowable stress</i>
f	= Faktor friksi
Fa	= <i>Fixed Cost</i>
Fc	= <i>Flow Control</i>
FCI	= <i>Fixed Capital Investement</i>
FV	= Kecepatan Volumetrik, m ³ /j, L/j

GE	=	<i>General Expense</i>
gc	=	Gravitasi, m ² /s
gpm	=	Galon per menit
HE	=	<i>Heater</i>
hi	=	Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, Btu/j.ft.°F
hio	=	Koefisien perpindahan padas, 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>
Le	=	Panjang <i>elbow</i> , ft
LI	=	<i>Level indicator</i>
m	=	massa, Kg/j
NRe	=	<i>Reynold number</i>
Nt	=	Jumlah <i>tube</i>
Nx	=	Nilai <i>index</i> tahun x
Ny	=	Nilai <i>index</i> tahun y
OD	=	Diameter luas, m, in, ft
P	=	Tekanan, atm
P-n	=	Pompa
p	=	<i>Power</i> motor, Hp
POT	=	<i>Pay Out Time</i>
Q	=	Panas, Btu/j, Kkal/j, Kj/j
r	=	Jari-Jari, m
R	=	Reaktor
rA	=	Kecepatan reaksi
ROI	=	<i>Return Of Investment</i>
Ra	=	<i>Regulated Cost</i>
Sa	=	<i>Sales Expense</i>
SV	=	<i>Salvage Value</i>

SDP	=	<i>Shut Down Point</i>
Sch	=	<i>Schedule</i>
T	=	Suhu, °C, °K, °F
TC	=	<i>Temperature Control</i>
T-n	=	Tangki
t	=	Waktu, detik, menit, jam
th	=	Tebal dinding <i>Head</i> , in
ts	=	Tebal dinding <i>Shell</i> , in
V	=	Vaporizer
WC	=	<i>Working Capital</i>
X	=	Konversi
μ	=	Viskositas, Cp
η	=	Efisiensi pompa
Σ	=	Jumlah
P	=	Densitas, Kg/m ³
ΔP	=	<i>Pressure Drop</i> , psi
ΔT	=	Beda suhu

ABSTRAK

Biphenyl adalah senyawa *Hydrogen aromatic* dengan rumus molekul $C_{12}H_{10}$. *Biphenyl* berbentuk padatan atau kristal yang berfungsi sebagai bahan perantara yang sangat penting dalam industri kimia, manfaatnya yaitu sebagai bahan intermediet. Pabrik *Biphenyl* ini dirancang dengan kapasitas produksi 145.000 ton/tahun. Bahan baku pembuatan *Biphenyl* adalah *Benzene* diperoleh dari PT.*Trans Pacific Petrochemical* Indotama (TPPI) dan didistribusikan melalui transportasi darat. Pabrik ini direncanakan didirikan di kawasan industri Gresik dengan badan hukum berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Luas tanah yang diperlukan adalah 48000 m² dengan total tenaga kerja sebanyak 153 orang. Pabrik beroperasi kontinyu selama 24 jam/hari dengan 330 hari efektif dalam setahun.

Pembuatan *Biphenyl* menggunakan proses dehidrogenasi. Reaksi berjalan di dalam Reaktor Alir Pipa (R-01) yang beroperasi pada suhu 375°C. Suhu dipertahankan tidak melebihi 375°C pada tekanan 2 atm. Produk keluar reaktor masih berupa fase gas sehingga untuk mengembungkan hasil keluaran reaktor dilakukan berbagai proses yaitu penurunan tekanan menggunakan *Expansion Valve* (EV-01) dan didinginkan serta diembungkan ke dalam Kondensor Parsial (CDP-01) hingga suhu 226°C. Kemudian masuk kedalam Separator-02 (SP-02) untuk memisahkan hidrogen dari campuran *Benzene*, *Toluene*, dan *Biphenyl*. Hidrogen dalam fase gas sebagai hasil atas separator. Hasil bawah berupa *Benzene*, *Toluene*, dan *Biphenyl* dalam fase cair dipompa dan dimasukkan ke dalam *Flash Drum* (FD-01) untuk memurnikan produknya dengan hasil bawah berupa *Biphenyl* dengan kemurnian 99,98%. Hasil atas *Flash Drum* berupa *Benzene* dan *impurities* dilakukan *recycle* sebagai umpan masuk reaktor. Untuk mendukung jalannya proses diperlukan layanan utilitas meliputi air, bahan bakar, *steam*, dan udara tekan. Kebutuhan air total yang diperlukan pada pabrik ini sejumlah 1663993,8503 kg/jam yang dibeli dari PT.Petrokimia Gresik Provinsi Jawa Timur untuk mencukupi kebutuhan air servis, air kebutuhan rumah tangga dan perkantoran, air pendingin, dan air umpan *boiler*. Kebutuhan listrik sebesar 84,9442 kW digunakan generator ketika terjadi pemadaman listrik. Digunakan bahan bakar solar sebesar 53,5540 kg/jam dan kebutuhan total udara tekan adalah 54,9754 kg/jam.

Berdasarkan perhitungan evaluasi ekonomi diperoleh modal tetap yang diperlukan sebesar Rp.331.398.114.650,45 dan modal kerja sebesar 696.907.752143,31. *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak 72,81% dan setelah pajak 50,97%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,22 tahun dan setelah pajak 1,67 tahun. *Break Even Point* (BEP) 58%, *Shut Down Point* (SDP) 48,63%, dan *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) 41,00%. Berdasarkan proses yang terjadi, pabrik *Biphenyl* kapasitas 145.000 ton/tahun ini memiliki resiko tinggi karena dikaji dari bahan baku, bahan baku yang digunakan mudah meledak dan kondisi operasi berada pada suhu yang tinggi sehingga dapat mengakibatkan alat yang digunakan pada pabrik cepat rusak. Dari data evaluasi ekonomi maka dapat disimpulkan pabrik *Biphenyl* dengan kapasitas 145.000 ton/tahun ini menarik untuk dikaji lebih lanjut.

Kata Kunci: *Benzene*, *Biphenyl*, Dehidrogenasi.

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Tujuan pembangunan industri nasional adalah untuk mempertahankan pasar dalam negeri sekaligus meningkatkan daya saing untuk memasuki pasar nasional. Pesatnya laju pertumbuhan industri masyarakat Indonesia telah mempengaruhi perkembangan subsektor industri. Dengan berkembangnya Industri, kebutuhan akan bahan baku dan penolong juga semakin meningkat. Seiring dengan perkembangan peradaban manusia, dunia industri harus dapat terus meningkatkan teknologi tersebut melalui penemuan-penemuan baru dan pengembangan teknologi-teknologi sebelumnya. Perkembangan industri Indonesia khususnya industri kimia terus berkembang pada sektor-sektor yang memproduksi baik bahan jadi maupun bahan baku industri lainnya.

Dalam industri kimia *biphenyl* merupakan salah satu produk intermediet yang potensial untuk dikembangkan karena memiliki kegunaan yang cukup luas, diantaranya yaitu sebagai bahan baku pembuatan polimer PCB, pelarut dalam produksi obat-obatan, pembawa zat warna tekstil, pembawa zat warna tinta cetak, dan sebagai pendingin (*Downtherm*).

Difenil adalah dua cincin *benzene* yang terbentuk dari molekul hidrokarbon dengan rumus molekul $C_{12}H_{10}$, juga dikenal sebagai *biphenyl*, senyawa ini berbentuk padat di bawah kondisi atmosfer, berwarna putih dan memiliki bau yang khas.

Mengingat banyaknya kebutuhan akan bahan kimia tersebut, sedangkan negara kita masih mengimpor, maka pendirian pabrik *biphenyl* ini akan dapat menguntungkan dan memberi manfaat bagi industri lainnya. Kapasitas pabrik dipilih berdasarkan data impor di Indonesia *biphenyl*, dan rata-rata kapasitas pabrik yang telah berdiri dan di hitung menggunakan perhitungan pertumbuhan sehingga diperoleh kapasitas pabrik sebesar 145.000 ton/tahun. Selain itu, permintaan *biphenyl* dalam negeri dapat terpenuhi, meningkatkan nilai tukar negara dan dengan demikian

menciptakan lapangan kerja dan dapat mengurangi pengangguran. Pabrik ini berencana berdiri di daerah Gresik, Jawa Timur.

I.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Beberapa faktor harus diperiksa sebelum memperkirakan kapasitas desain pabrik, termasuk perkembangan konsumsi *Biphenyl* atau statistik impor *Biphenyl* di dalam negeri, serta kapasitas pabrik yang ada.

I.2.1. Kebutuhan *Biphenyl* di Indonesia

Berdasarkan data Biro Pusat Statistik (BPS), kebutuhan *Biphenyl* di Indonesia tahun 2018-2022 disajikan pada Tabel I.1

Tabel I. 1 Impor Produk di Indonesia

No	Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)	Pertumbuhan
1.	2018	24.643,40	-
2.	2019	25.732,50	0,0442
3.	2020	57.642	1,2400
4.	2021	49.512	-0,1410
5.	2022	76.381	0,5427
Total			1,6859
Pertumbuhan rata-rata			0,4215

(Sumber badan statistik pusat, 2023)

Berdasarkan data diatas maka dapat ditentukan kebutuhan *Biphenyl* pada tahun 2027 dengan menggunakan persamaan berikut ini :

$$F = F_0(1+i)^n$$

Dimana :

F = Perkiraan kebutuhan *Biphenyl* pada tahun 2027

F₀ = Kebutuhan *Biphenyl* pada tahun terakhir (2022)

i = Perkembangan rata-rata

n = Selisih waktu

mencari i dengan menggunakan persamaan

$$i = \frac{\text{volume tahun } n - \text{volume tahun } n - 1}{\text{volume tahun } n - 1}$$

Sehingga diperoleh :

$$F = F_0 (1+i)^n$$

$$F = 76.381 (1 + 0,4215)^4$$

$$F = 311.841,90$$

Berdasarkan hasil yang diperoleh, maka perkiraan kebutuhan *Biphenyl* pada tahun 2027 sebanyak 311.841,90 ton/tahun

I.2.2. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri

Agar dapat menentukan kapasitas desain diperlukan data berupa kapasitas pabrik yang telah dibangun, data yang diperoleh dari www.Hyprowira.com terdiri dari kapasitas pabrik yang telah dibangun di dunia. Data disajikan pada tabel I.2

Tabel I. 2 Harga Bahan Baku dan Produk 1

No	Nama Produsen	Negara	Jumlah (Ton)
1	Monsanto	Amerika Serikat	641.246
2	Kanegafuchi Chemical Industri Co., Ltd	Jepang	56.326
3	Mitsubishi	Jepang	2.461
4	Bayer AG	Republik Federal Jerman	159.062
5	Prodelec	Prancis	134.654
6	S.A. Cross	Spanyol	29.012
7	Monsanto	Inggris	66.542
8	Caffaro	Italia	31.092
9	Chemko	Ceko Slowakia	21.482
10	Orgsteklo	Uni Soviet	141.800
11	Orgsintez	Uni Soviet	32.000
12	Xi'an	Cina	8.000

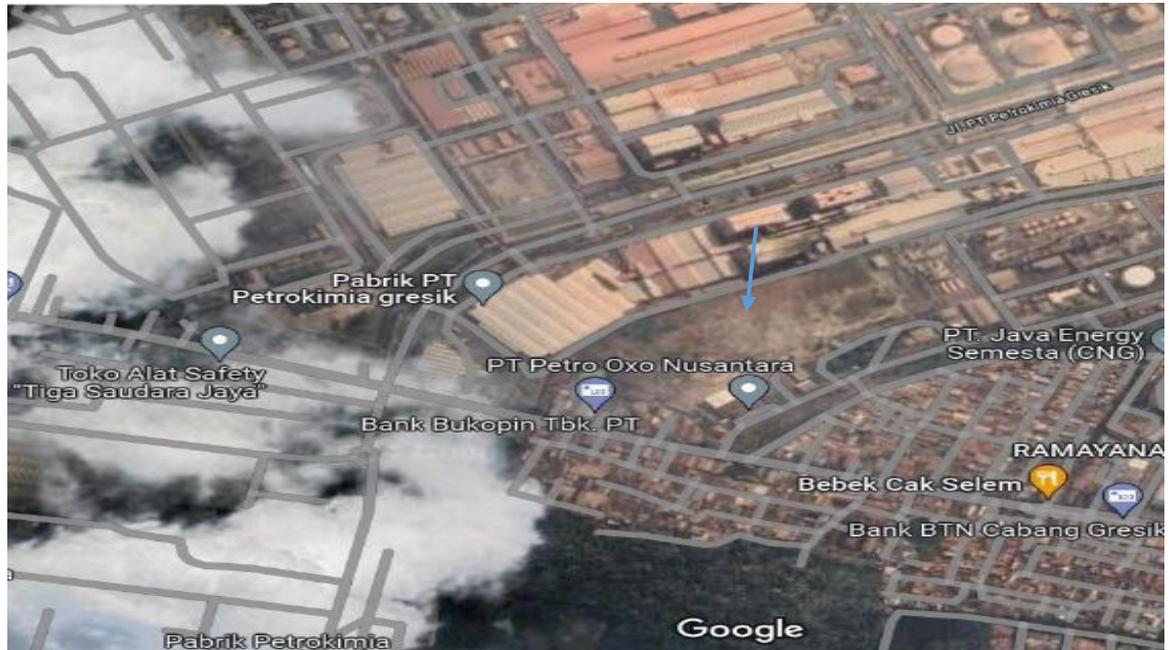
(Sumber : Hyprowira, 2021)

Berdasarkan hasil yang diperoleh dari persamaan, perkiraan data impor pada tahun 2027 sebesar 311.841 ton/tahun dengan masa simpan 1 bulan, karena jika lebih dari 1 bulan maka ditakutkan akan overload.

Dengan adanya pendirian pabrik ini diharapkan bisa untuk memenuhi kebutuhan *Biphenyl* yang ada di dalam negeri. Berdasarkan data statistik dari Badan Pusat Statistik Indonesia dan pertimbangan dimensi dan efektifitas peralatan industri, maka dipilihlah kapasitas 145.000 ton/tahun. Kapasitas ini diharapkan dapat memenuhi permintaan domestik sambil menurunkan tingkat impor.

I.3. Pemilihan Lokasi Pabrik

Pabrik *Biphenyl* ini rencananya akan dibangun di Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur.



Gambar I. 1 Denah Lokasi Rencana Pembangunan Pabrik *Biphenyl*

Pertimbangan pemilihan lokasi pendirian pabrik ini adalah:

1. Penyediaan Raw Material

Penyediaan raw material harus diperhatikan karena raw material merupakan prasyarat utama bagi keberlangsungan sebuah pabrik sehingga penyediaan raw material harus diperhatikan. Pemilihan lokasi pabrik ini berada di daerah Gresik, Jawa Timur, Karena waktu tempuh menuju pabrik cukup memadai dengan bahan baku, yaitu C_6H_6 dalam *liquid Phase* yang diperoleh dari PT *Trans Pacific Petrochemical* (TPPI), dan didistribusikan melalui transportasi darat.

2. Pemasaran

Produk *Biphenyl* sangat diperlukan untuk pabrik polimer, terpenting di bidang plastik keras yang banyak digunakan pada barang elektronik, dan juga untuk *thermo fluid*. Pabrik berlokasi strategis di Gresik, Jawa Timur, berdekatan dengan pelabuhan dan sektor Industri Tanjung Perak, Serta

pasar industri lainnya di Indonesia. Ini memfasilitasi komersialisasi domestik dan Internasional

3. Sarana Transportasi

Transportasi lewat darat dan laut sudah cukup lengkap di Gresik, Jawa Timur, karena terdapat jalan raya yang layak dan dekat dengan pelabuhan Tanjung Perak yang memungkinkan *transfer* bahan mentah ke industri dan barang jadi ke konsumen

4. Penyediaan Tenaga Kerja

Pertimbangkan untuk menyediakan tenaga kerja terampil (baik yang terampil maupun terdidik) untuk mengoperasikan fasilitas industri. Merekrut lulusan terampil dari seluruh Indonesia dan Luar Negeri sesuai kebutuhan, sedangkan tenaga kerja berketerampilan rendah dapat ditanggung baik oleh penduduk lokal maupun transmigran untuk mengurangi pengangguran

5. Penyediaan Utilitas

Di Gresik, Jawa Timur, terdapat beberapa usaha (kawasan pabrik) disekitarnya yang dilengkapi dengan utilitas yang memasok air dan uap. Untuk pabrik *Biphenyl* ini, pembelian air dari PT.Petrokimia Gresik. Begitu juga kebutuhan listrik tidak akan mengalami kesulitan dalam penyediaan PLN dan penyediaan *units genset*.

6. Penyediaan Bahan Bakar dan Energi

Ada kawasan industri di Gresik, Jawa Timur, di mana banyak bisnis dan industri penting membantu memastikan pasokan bahan bakar yang lengkap.

7. Iklim

Iklim di daerah Gresik, Jawa Timur umumnya cukup sehat.

8. Undang -Undang dan Peraturan

Peraturan daerah tidak menjadi masalah karena kedekatan pabrik dengan kawasan industri pabrik lainnya. Akibatnya, pemerintah daerah memberikan izin, dan lingkungan dapat memperoleh manfaat darinya.

I.4. Tinjauan Pustaka

I.4.1. Macam-macam Metode Pembuatan *Biphenyl*

Biphenyl merupakan senyawa *hydrogen aromatic* dengan rumus molekul $C_{12}H_{10}$. *Biphenyl* merupakan komponen organik yang berbentuk kristal atau padatan. *Biphenyl* merupakan salah satu bahan perantara yang sangat penting dalam industri kimia, manfaatnya yaitu sebagai bahan intermediet. *Biphenyl* pertama kali ditemukan pada tahun 1862 dan diidentifikasi pada tahun 1867 (Kirk Othmer-*Encyclopedia of Chemical Technology*).

Biphenyl dapat diproduksi dengan dua metode yaitu Dehidrogenasi *Benzene* dan Dimerisasi *Benzene*.

1. Dehidrogenasi *Benzene*

Pada suhu $375-400^{\circ}C$ *biphenyl* berjalan dengan optimal dengan tekanan 2 atm tanpa menggunakan katalis. Proses ini terlaksana dalam fase gas dan menggunakan Reaktor Alir Pipa (RAP). Hasil produk yaitu *biphenyl* dan hidrogen yang dipisahkan di dalam separator, kemudian *biphenyl* dimurnikan di dalam Menara Distilasi. Dengan reaksi sebagai berikut :



(Kirk Othmer,1981)

2. Dimerisasi *Benzene*

Reaksi yang digunakan pada saat pembuatan *biphenyl* dengan metode ini adalah sebagai berikut :



(Ullmans Encyclopedia of Chemical Technology)

I.4.2. Pemilihan Proses

Seleksi proses merujuk pada aspek teknis dan bermanfaat bagi aspek perdagangan. Dalam hal perdagangan, dapat dievaluasi melalui perkiraan potensi perdagangan. Kedua prosedur tersebut memiliki potensi perdagangan yang dapat dilihat pada tabel I.3 dibawah ini :

Tabel I. 3 Harga Bahan Baku dan Produk

Material	Mr (kg/kmol)	Harga (\$/kg)
H ₂	2	0
C ₆ H ₆	78	1.5
C ₁₂ H ₁₀	154	2.83

$$EP = (BM_{C_{12}H_{10}} \cdot \text{Harga } C_{12}H_{10}) + (BM_{H_2} \cdot \text{Harga } H_2) - (BM_{C_6H_6} \cdot \text{Harga } C_6H_6)$$

$$= (154 \text{ kg/kgmol} \cdot \text{US\$ } 2,83/\text{kg}) + (2 \text{ kg/kgmol} \cdot \text{US\$ } 0/\text{kg}) - (78 \text{ kg/kmol} \cdot \text{US\$ } 1,5/\text{kg})$$

$$= \text{US\$ } 435,82/\text{kmol} - \text{US\$ } 117/\text{kmol}$$

$$= \text{US\$ } 318,82/\text{kmol}$$

Berikut ini adalah perbandingan proses Pembuatan *biphenyl* yang disajikan dalam tabel 1.4 dibawah ini.

Tabel I. 4 Perbandingan Proses Pembuatan *Biphenyl*

Kondisi Proses	Dehidrogenasi <i>benzene</i>	Dimerisasi <i>benzene</i>
Fase	Gas-gas***	Cair-cair***
Reaksi	<i>Reversible</i> ***	<i>Reversible</i> ***
Suhu	375-400°C*	165-185°C***
Tekanan	1-2 atm***	10 atm*
Proses	Endotermis**	Endotermis**
Reaktor	RAP***	RATB***
Katalis	-***	PdCl ₂ *
Produk samping	Hidrogen**	Hidrogen**
Konversi	20-30%***	-
Yield	90-95%***	11-12%*
Jumlah	22	19

Penjelasan :

*** : Baik sekali

** : Baik

* : Kurang baik

Dari perbandingan proses diatas yang dipilih yaitu dehidrogenasi *benzene* dengan mempertimbangkan sebagai berikut :

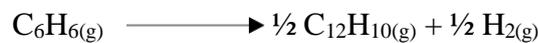
1. Dilihat dari aspek operasi, aktivitas ini tidak memakai katalis dan terjadi dalam fase gas-gas pada temperatur dan tekanan yang lebih rendah dari pada dua reaksi lainnya. Akibatnya, prosedurnya sederhana untuk

dilakukan. Selain itu penggunaan katalis dapat mengakibatkan deaktivasi katalis, sehingga dipilihlah proses tanpa katalis.

2. Konversi dan Yield yang dihasilkan lebih besar sehingga produk yang dihasilkan lebih menguntungkan.

I.4.3. Tinjauan Kinetika

Reaksi pembuatan *biphenyl* merupakan reaksi endotermis dan reversible pada suhu 375-400°C dan tekanan 2 atm tanpa menggunakan katalis dan menggunakan Reaktor Alir Pipa (RAP), dengan reaksi homogen reaksi orde 1.



Pengaruh suhu terhadap konstanta kecepatan reaksi dapat ditinjau dari persamaan

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

$$k = 1,385 \times 10^{12} \text{ EXP } \frac{287,9}{RT}$$

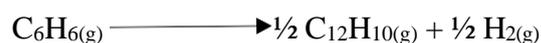
Dari persamaan diatas, diketahui bahwa dengan semakin tinggi suhu reaksi, maka harga konstanta K semakin besar.

(Dasgupta, 1986)

I.4.4. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika ditujukan untuk mengetahui apakah suatu reaksi bersifat endoterm atau eksoterm dan juga menentukan arah reaksi berupa *reversible* atau *irreversible*.

Reaksi pembuatan *biphenyl* dari *benzene* dengan proses dehidrogenasi *benzene* berlangsung sebagai berikut :



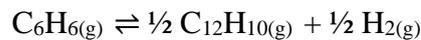
Untuk menentukan sifat reaksi dan arah reaksi, maka perlu perhitungan dengan panas pembentukan standar (ΔH) pada 1_f bar 298 K dari reaktan dan produk. Harga ΔH dan ΔG dapat dilihat pada Tabel 1.5 berikut ini :

Tabel I. 5 Harga ΔH_{298} dan ΔG_{298}

Komponen	$\Delta H_{298}(\text{kJ/mol})$	$\Delta G_{298}(\text{kJ/mol})$
C_6H_6	82,93	128,9
$\text{C}_{12}\text{H}_{10}$	182,09	281,1
H_2	0	0

(Yaws, 1999)

Pada proses pembentukan *biphenyl* terjadi reaksi berikut :



Maka didapatkan :

- Panas reaksi standar ΔH

$$\begin{aligned} \Delta H_{298} &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= \left[\left(\frac{1}{2} (182,09 + 0) - (82,93) \right) \text{kJ/mol} \right] \\ &= 8,115 \text{ kJ/mol} \\ &= 8115 \text{ kJ/kmol (endotermis)} \end{aligned}$$

Karena ΔH bernilai positif maka reaksi bersifat endotermis.

- Menghitung Konstanta Kesetimbangan

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ &= -RT \ln K \\ \ln K &= -\frac{\Delta G^\circ}{RT} \\ \Delta G_{298} &= \Delta G_{298} \text{ produk} - \Delta G_{298} \text{ reaktan} \\ &= \left(\frac{1}{2} \right) (281,1 + 0) - (129,8) \\ &= 10,75 \text{ kJ/mol} \\ &= 10750 \text{ kJ/kmol} \\ \ln K &= -\frac{\Delta G^\circ}{RT} \\ \ln K &= -\frac{10750 \text{ kJ/kmol}}{8,314 \text{ kJ/kmol} \times K \times 298} \\ &= 4,3389 \\ K_{298} &= 1,4676 \end{aligned}$$

Pada suhu $T_1 = 375^\circ\text{C} = 648,15^\circ\text{K}$, $R = 8,314 \text{ kJ/kmol}$. K besarnya konstanta kesetimbangan diperoleh dari perhitungan sebagai berikut :

$$\ln \frac{K}{K_1} = -\left(\frac{\Delta H_{298}}{R} \right) \times \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\begin{aligned}\ln\left(\frac{K}{K_1}\right) &= -\left(\frac{8115}{8,314}\right) \times \left(\frac{1}{298} - \frac{1}{648,15}\right) \\ \ln\left(\frac{K}{K_1}\right) &= -976,0645 \times 1,8129 \times 10^{-3} \\ \ln\left(\frac{K}{K_1}\right) &= -1,7695 \\ &= 0,17\end{aligned}$$

Dari perhitungan termodinamika ini didapatkan nilai ΔH yaitu positif maka reaksi bersifat endotermis dan harga konstanta kesetimbangan K ini relative kecil, maka reaksi berlangsung secara bolak balik (*reversible*)

BAB II

URAIAN PROSES

Pembentukan produk *biphenyl* diproduksi melalui beberapa tahap proses. Tahapan prosesnya yaitu : tahap persiapan bahan baku, tahap pembuatan, dan tahap pemurnian produk.

II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Benzene disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) dengan tekanan 1 atm dan temperatur 30°C. *Benzene* 99,8% kemudian dipompa hingga 2 atm yang dipanaskan dan diuapkan oleh vaporizer (V-01) dengan kondisi operasi suhu 65,19°C dan tekanan 2 atm untuk mengubah fase dari *benzene* cair dan gas. Untuk membuat pemisahan lebih lengkap, *benzene* dari vaporizer (V-01) diumpankan ke pemisah 01 (SP-01). Gas *benzene* dari separator-01 (SP-01) dipanaskan oleh *heater* 01 (HE-01) hingga temperature 648,15 K, setelah itu dimasukkan ke dalam reaktor aliran pipa. Dimasukan ke dalam vaporizer terlebih dahulu dengan pertimbangan tidak terjadinya kelebihan suhu yang masuk ke reaktor karena vaporizer dan separator menaikkan suhu.

II.2. Tahap Reaksi

Di dalam reaktor, *benzene* bereaksi membentuk *biphenyl* dan hidrogen. Reaksi ini bersifat endotermis, reaksi ini berlangsung di dalam reaktor (R-01) dalam fasa gas dan memiliki temperatur 375°C, oleh karena itu memerlukan sarana pemanas untuk menjaga agar temperatur operasi reaktor tidak turun terlalu rendah. Reaktor ini berjalan secara kontinyu dengan waktu tinggal 0,0974 jam. Hasil reaktor berupa campuran *benzene*, toluena, hidrogen, dan bifenil.

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



II.3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Campuran gas (R-01) yang keluar dari reaktor didinginkan dan dikondensasi dalam kondensor parsial (CD-01) hingga 226°C, sehingga masuk ke separator (SP-02) untuk memisahkan uap berbasis fase yang

berbeda. Hasil atas dalam bentuk hidrogen, dalam fase gas dikirim ke Unit Pengolahan Lanjut (UPL), karena hidrogen tidak terembunkan sehingga dialirkan ke udara. Sedangkan *benzene*, toluena, dan *biphenyl* adalah produk dasar fase cair yang dipompa dan dimasukkan ke dalam *Flash Drum* (FD-01).

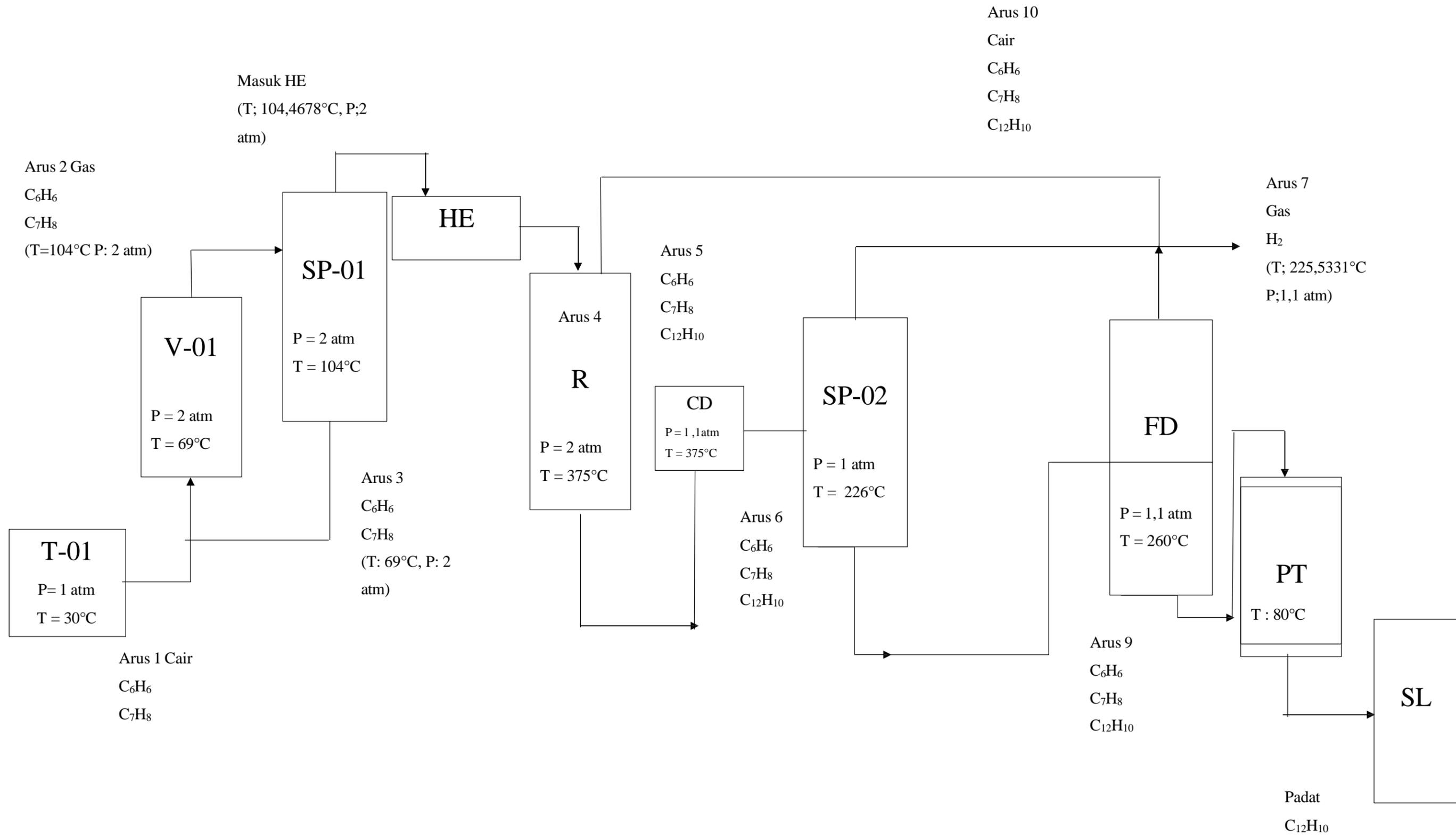
Benzene, *toluene*, dan *biphenyl* dipisahkan di dalam *Flash Drum* (FD-01). Hasil bawah adalah *biphenyl* dengan kemurnian 99,83% dengan sedikit *benzene* dan *toloune* sedangkan hasil atas berupa *benzene* dengan kemurnian 99,8 % serta *toluene* dan *biphenyl*. Hasil bawah berupa *biphenyl* adalah produk yang diinginkan, setelah itu produk dituangkan ke menara *prilling* dengan bantuan udara yang dihembuskan dari bawah *prilling tower* sehingga produk menjadi butiran padat dan kemudian disimpan dalam silo (SL-01). *Biphenyl* *direcycle* ke umpan saluran masuk reaktor.

II.4. Diagram Alir Kualitatif

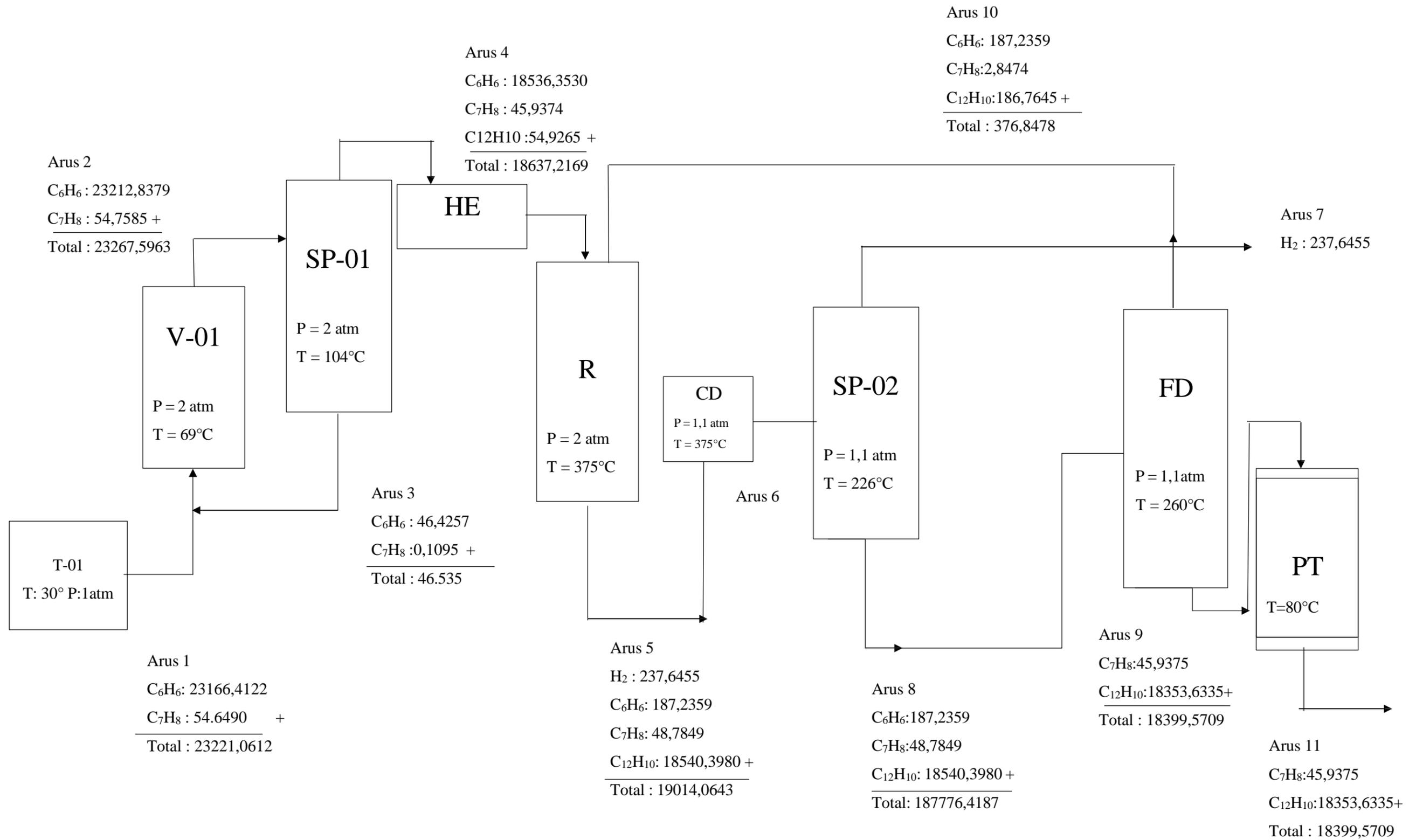
Diagram alir kualitatif merupakan susunan blok yang menggambarkan sebuah proses pembuatan *biphenyl* dari *benzene* dimana tiap arus dilengkapi data bahan-bahan, seperti dapat dilihat pada gambar II.1.

II.5. Diagram Alir Kuantitatif

Diagram alir kualitatif merupakan susunan blok yang menggambarkan sebuah proses pembuatan *biphenyl* dari *benzene* dimana tiap arus dilengkapi data bahan-bahan yang mengalir dan tiap blok mewakili alat tertentu yang dilengkapi data kondisi operasi (P dalam atm dan T dalam °C), seperti dapat dilihat pada gambar II.2.



Gambar II. 1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar II. 2 Diagram Alir Kuantitatif

BAB III SPESIFIKASI BAHAN

III.1. Spesifikasi Bahan Baku

- Benzena (C₆H₆)

Benzene diperoleh dari PT. *Trans Pacific Petrochemical* Indotama (TPPI), yang didistribusikan melalui transportasi darat. Adapun sifat fisis *benzene* disajikan pada tabel III.1. Sifat kimia *benzene* sebagai berikut :

1. Uap *benzene* bersifat toksik dan sedikit Karsinogenik
2. Dapat dioksidasi sempurna menghasilkan CO₂ dan H₂O
3. Bersifat kurang *reaktif* karena memiliki ikatan terkonjugasi yang mengalami resonansi
4. Reaksi mengalami reaksi adisi maupun substitusi

Tabel III. 1 Sifat Fisis Bahan Baku

Sifat Fisis	<i>Benzene</i>
Wujud	Cair
Rumus Molekul	C ₆ H ₆
Berat Molekul	78 gram/mol
Titik didih (°C)	80
Titik beku (°C)	-41,2
Bau	Ciri Khas
Densitas gas	2,7 gr/cm ³
Densitas cair	0,874 gr/cm ³ pada 25°C
Kelarutan	Mampu larut dalam air 1,88 gr/L 25°C
Warna	Tidak berwarna
Tekanan Uap	1,6 hPa pada 25°C
<i>Impurities</i> (Pengotor)	0,2 % <i>Tolouene</i>

Sumber : PT.Smart-lab, 2021

III.2. Spesifikasi Produk

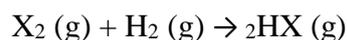
Pabrik ini menghasilkan produk utama berupa *biphenyl* dan produk samping berupa hidrogen. Adapun sifat fisis produk disajikan pada Tabel III.2. Sifat kimia *biphenyl* dan hidrogen sebagai berikut:

- *Biphenyl*

1. Senyawa ini mudah terbakar pada suhu tinggi
2. Menghasilkan karbon dioksida dan air ketika pembakaran sempurna
3. Menghasilkan karbon monoksida, asap, jelaga, dan hidrokarbon dengan berat molekul rendah ketika terjadi pembakaran parsial

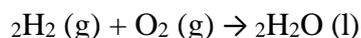
- Hidrogen

1. Jika H₂ bereaksi dengan X₂ (Halogen) akan membentuk hidrogen halida (HX)

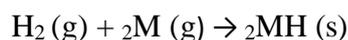


Dimana X = Cl, F, Br, I

2. Jika H₂ bereaksi dengan O₂ (dioksigen) akan membentuk air



3. Jika H₂ bereaksi dengan berbagai logam (M) akan membentuk hibrida yang sesuai



Dimana M: logam alkali

Tabel III. 2 Sifat Fisis Produk

Sifat fisis	<i>Biphenyl</i> *	Hidrogen**
Wujud	Padatan	Gas
Rumus molekul	C ₁₂ H ₁₀	H ₂
Berat molekul	151,45 gr/mol	2,0159 gr/mol
Titik didih (°C)	255	-252,879
Titik Beku (°C)	68-70	-259,15
Densitas	0,992 gr/cm ³	0,06948 gr/cm ³
Kelarutan	Mampu larut dalam air < 0,01 gr/L pad 25°C	Larut dalam air pada 20°C sampai larut sebagian

Sumber : *Sigma-Aldrich, 2021

** Smart-Lab,2021

BAB IV
NERACA MASSA

IV.1. Neraca Massa Alat

Produk	: <i>Biphenyl</i>
Kapasitas	: 145.000 ton/tahun
Waktu operasi (1 tahun)	: 330 hari
Waktu operasi (1 hari)	: 24 jam

IV.1.1. Neraca Massa Vaporizer

Tabel IV. 1 Neraca Massa Vaporizer

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Umpan (Arus 1)	Recycle (Arus 3)	Arus 2
H ₂	-	-	-
C ₆ H ₆	23166,4122	46,4257	23212,8379
C ₇ H ₈	54,6490	0,1095	54,7585
C ₁₂ H ₁₀	-	-	-
Subtotal	23221,0612	46,5352	23267,5963
Total	23267,5963		23267,5963

IV.1.2. Neraca Massa Separator 1

Tabel IV. 2 Neraca Massa Separator 1

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 2	Arus 3 (bawah)	Arus 4 (atas)
H ₂	-	-	-
C ₆ H ₆	23212,8379	46, 4257	23166,4122
C ₇ H ₈	54, 7585	0,1095	54,6490
C ₁₂ H ₁₀	-	-	-
Subtotal	23267,5963	46,5352	23221,0612
Total	23267,5963	23267,5963	

IV.1.3. Neraca Massa Reaktor

Tabel IV. 3 Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 4	Recycle Fd-01 (Arus 10)	Arus 5
H ₂	-	-	237,6455
C ₆ H ₆	18536,3530	187,2358	187,2359
C ₇ H ₈	45,9374	2,8475	48,7849
C ₁₂ H ₁₀	54,9265	186,7642	18540,3980
Subtotal	18637,2169	376,8474	19014,0643
Total	19014,0643		19014,0643

IV.1.4. Neraca Massa Kondensor Parsial

Tabel IV. 4 Neraca Massa Kondesor Parsial

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	Arus 5	Arus 6
H ₂	237,6455	237,6455
C ₆ H ₆	187,2359	187,2359
C ₇ H ₈	48,7849	48,7849
C ₁₂ H ₁₀	18540,3980	18540,3980
Total	19014,0643	19014,0643

IV.1.5. Neraca Massa Separator -02

Tabel IV. 5 Neraca Massa Separator-02

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7 (atas)	Arus 8 (bawah)
H ₂	237,6455	237,6455	-
C ₆ H ₆	187,2359	-	187,2359
C ₇ H ₈	48,7849	-	48,7849
C ₁₂ H ₁₀	18540,3980	-	18540,3980
Subtotal	19014,0643	237,6455	18776,4187
Total	19014,0643	19014,0643	

IV.1.6. Neraca Massa *Flash Drum*-01

Tabel IV. 6 Neraca Massa *Flash Drum*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 10 (atas)	Arus 9 (bawah)
H ₂	-	-	-
C ₆ H ₆	187,2359	187,2359	-
C ₇ H ₈	48, 7849	2,8474	45,9375
C ₁₂ H ₁₀	18540,3980	186,7645	18353,6335
Subtotal	18776,4187	376,8478	18399,57094
Total	18776,4187	18776,4187	

IV.1.7. Neraca Massa *Prilling Tower*

Tabel IV. 7 Neraca Massa *Prilling Tower*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 9	Arus 11
C ₇ H ₈	45,9375	45,9375
C ₁₂ H ₁₀	18353,6335	18353,6335
Subtotal	18399,5709	18399,5709
Total	18399,5709	18399,5709

IV.2. Neraca Massa

Tabel IV. 8 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Umpan (arus 1)	Arus 7	arus 10
H ₂	-	237,6455	-
C ₆ H ₆	18536,3530	-	-
C ₇ H ₈	45,9374	-	45,9375
C ₁₂ H ₁₀	54,9265	-	18353,6335
Subtotal	18637,21689	237,6455	18399,5709
Total	18637,22	18637,22	

BAB V
NERACA PANAS

V.1. Neraca Panas

V.1.1. Neraca Panas Vaporizer (V-01)

Tabel V. 1 Neraca Panas Vaporizer (V)

Komponen	Masuk	Keluar
	kkal/hr	kkal/hr
Umpan	326,3445	
Produk		657.6984
Pemanas	331,3539	
Total	657.6984	657.6984

V.1.2. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel V. 2 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
	kkal/jam	kkal/jam
Q umpan	58841317936,57	
Q reaksi		1882750,63
Q pemanas	398179,86	
Q produk		58839833365,79
total	58841716116,42	58841716116,42

V.1.3. Neraca Panas Condensor Parsial (CDP-01)

Tabel V. 3 Neraca Panas Condensor parsial (CDP)

Komponen	Masuk	Keluar
	Kg/jam	Kg/jam
Umpan	13991676,02	
Produk		8189984,8739
Pendingin		5801691,15
Total	13991676,02	13991676,02

V.1.4. Neraca Panas Flash Drum

Tabel V. 4 Neraca Panas Flash Drum

Komponen	Masuk	Keluar
	kkal/hr	kkal/hr
Umpan	8830,2385	
Produk		8830,2385
Pemanas		0,0000
Total	8830,2385	8830,23852

V.1.5. Neraca Panas Cooler

Komponen	Masuk	Keluar
	Kkal/jam	Kkal/jam
Masuk	29947,9470	
Keluar		17172,3258
Pendingin		12775,6212
Total	29947,9470	29947,9470

V.1.6. Neraca Panas Mixing Point

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
Umpan	171781.6049	
Produk		171781.6049
Total	171781.6049	171781.6049

BAB VI
SPESIFIKASI ALAT

VI.1. Spesifikasi Alat Penyimpanan

VI.1.1. Tangki (T-01)

Tabel VI. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Keterangan	Tangki
Tugas	Menyimpan bahan baku <i>benzene</i> selama 7 hari
Jenis alat	Tangki silinder tegak dengan <i>elliptical dishead head</i>
Volume bahan (liquid)	341771,2187 m ³
Volume tangki	410125,4624 m ³
Diameter tangki, Dt	183,2148 ft : 55,8582 m
Tinggi tangki, Ht	549,6443 ft : 167,5745 m
Over Design	20%
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel 316 AISI</i>
Jumlah	2

VI.1.2. Silo (SL-01)

Tabel VI. 2 Spesifikasi Silo

Keterangan	Silo
Tugas	Menampung <i>Prill Biphenyl</i> yang berasal dari <i>Bucket Elevator</i>
Jenis Alat	Tangki Silinder Tegak
Tekanan	1 atm
Diameter	6,8797 m
Tinggi	13,7594 m
Jumlah	1
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 178 grade C</i>

VI.2. Alat Proses

VI.2.1. Reaktor

Tabel VI. 3 Spesifikasi Reaktor

Keterangan	Reaktor
Tugas	Mereaksikan C_6H_6 dalam fase gas sehingga menghasilkan $C_{12}H_{10}$ dan H_2
Jenis alat	Reaktor Alir Pipa
Kondisi masuk:	
Suhu masuk	375°C
Suhu keluar	375° C
Dimensi :	
Diameter <i>shell</i>	0,6096 m
Tebal <i>head shell</i>	0,0032 m
Tinggi <i>head</i>	0,1899 m
Tinggi Reaktor	2,3139 m
Tebal isolator	0,1446 m
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel grade 321</i>
Jumlah	1

VI.2.2. Flash Drum

Tabel VI. 4 Spesifikasi *Flash Drum*

Keterangan	<i>Flash Drum</i>
Tugas	Memisahkan hasil produk keluaran dari Separator-02 berupa C_6H_6 , C_7H_8 , dan $C_{12}H_{10}$
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Suhu	246°C
Tekanan	1,1 atm
Spesifikasi :	
Volume cairan	0,0785m ³
Diameter	1 m
Tinggi	4,2534 m
Tebal Tangki	2,5055 mm
Bahan	<i>Carbon Steel SA- 285 grade C</i>
Bentuk <i>Head</i>	<i>Ellipsoidal Head</i>
Jumlah	1

VI.3. Alat Perpindahan Panas

VI.3.1. Vaporizer

Tabel VI. 5 Spesifikasi Vaporizer

Keterangan	Vaporizer
Tugas	Menguapkan bahan baku C_6H_6 pada tekanan 2 atm
Jenis alat	<i>Double Pipe</i>
Kondisi Operasi	
Suhu masuk	65°C
Suhu keluar	104°C
Tekanan	2 atm
Luas transfer panas	136,55ft ²
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel Grade A285 Gr A</i>
Jumlah	1

VI.3.2. Heater

Tabel VI. 6 Spesifikasi Heater

Keterangan	Heater-01	Heater-02
Tugas	Memanaskan hasil umpan Reaktor dengan pemanas <i>Superheated Steam</i>	Memanaskan hasil keluaran kompresor dengan pemanas <i>Superheated Steam</i>
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Double Pipe</i>
Spesifikasi :		
OD (in)	1,5	4,026
ID (in)	23,25	3,0684
A (ft ²)	501,32	59,5331
Δp_a (psi)	0,00054	0,0579
ΔP_p (psi)	0,0829	0,00035
Rd	0,0193	0,0154
Jumlah	1	1

VI.3.3. Cooler

Tabel VI.7 Spesifikasi Cooler

Keterangan	Cooler (CL-01)
Tugas	Mendinginkan produk atas Separator-02 menuju UPL dari suhu 255,53°C ke 30°C
Jenis	
Spesifikasi	
Bahan	<i>Stainless Steel grade 321</i>
ΔPa (psi)	0,1778
ΔPp (psi)	0,3428
ID (in)	1,61
OD (in)	3.5
Rd	0,0453
A (ft ²)	7,4754
Jumlah (buah)	1

VI.3.4. Condensor Parsial (CDP-01)

Tabel VI. 7 Spesifikasi Condensor Parsial

Keterangan	Condensor Parsial (CDP-01)
Tugas	Mengembunkan uap yang keluar dari Reaktor
Jenis Alat	<i>Shell and Tube</i>
Kondisi Operasi	
Suhu masuk	375°C
Suhu Keluar	226°C
Tekanan	2 atm
Luas transfer panas	249.8686 ft ²
Dimensi	
ID <i>shell</i>	17,25 in
Nt	38
<i>Pass</i>	1
OD,BWG	1,5 in
ID	1,4 in
<i>Pitch</i>	1,875 in <i>Triangular Pitch</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel grade 321</i>
Jumlah	1

VI.4. Alat Pemisah

VI.4.1. Separator

Tabel VI. 8 Spesifikasi Alat Separator

Keterangan	Separator-01	Separator-02
Tugas	Memisahkan C_6H_6 uap dan cair hasil keluaran Vaporizer	Memisahkan komponen uap dan cairan yang keluar dari Kondensor Parsial
Jenis alat	<i>Vertical gas liquid</i> Separator	<i>Horizontal</i> Separator
Kondisi operasi		
Suhu	104°C	226°C
Tekanan	2 atm	1,1 atm
Diameter	0,5 m	2,8 m
Tinggi	3 m	5,3 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel grade</i> A285 gr 5	
Jumlah	1	

VI.4.2. Prilling Tower

Tabel VI. 9 Spesifikasi *Prilling Tower*

Keterangan	<i>Prilling Tower</i>
Tugas	Membutirkan <i>Biphenyl</i> yang keluar dari hasil bawah FD-01
Jenis alat	Menara pembutir
Kondisi Operasi	
Suhu masuk	80°C
Suhu keluar	30°C
Diameter	2,1 m
Tinggi	11 m
Diameter kristal	2 mm
Tekanan	1 atm
Jenis bahan	<i>Stainless steel grade 321</i>

VI.5. Pompa Proses

VI.5.1. Pompa

Tabel VI. 10 Spesifikasi Pompa

Keterangan	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03
Tugas	Mengalirkan C_6H_6 dari Tangki pembelian menuju Tangki-01	Mengalirkan C_6H_6 dari Tangki-01 ke Vaporizer	Mengalirkan hasil bawah Sp-02 ke FD-01
Jenis alat	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas pompa	208952,2755 gpm	7376,0153 gpm	124,4340 gpm
Head pompa	11,8836 m	1,8733 m	2,5654 m
Ukuran pipa			
Sch	40	40	40
ID	23,25 in	23,25 in	4,026
Flow area	425 in ²	425 in ²	127 in ²
Daya pompa	70,1819 Hp	11,0587 Hp	0,2486 Hp
Daya motor	85,5877 Hp	12,5667 Hp	0,5 Hp
Jumlah	1	1	1

VI.6. Alat Pengangkut

VI.6.1. *Belt Conveyor* (BC-01)

Tabel VI. 11 Spesifikasi Alat *Belt Conveyor*

Keterangan	<i>Belt Conveyor-01</i>
Tugas	Mengangkut produk menuju <i>Bucket Elevator</i> (BE)
Jenis alat	<i>Horizontal Belt Conveyor</i>
Kondisi operasi	
Tekanan	1 atm
Suhu	30°C
Jumlah alat	1
Lebar <i>Belt Conveyor</i>	14 in
Panjang <i>Belt Conveyor</i>	15 m
Kecepatan <i>Belt</i>	200 fpm
Daya motor	2 Hp

VI.6.2. *Bucket Elevator*

Tabel VI. 12 Spesifikasi Alat *Bucket Elevator*

Keterangan	<i>Bucket Elevator</i>
Tugas	Mengangkut produk menuju silo
Jenis alat	<i>Centrifugal Discharge Bucket Elevator</i>
Kondisi operasi	
Panjang <i>Bucket</i>	15,056 m
Lebar <i>Bucket</i>	7 in
Tinggi <i>Bucket</i>	4,5 in
Kecepatan BE	225 ft/menit
Daya motor	3 Hp

VI.7. Alat Penekan

VI.7.1. Kompresor

Tabel VI. 13 Spesifikasi Alat Kompresor

Keterangan	Kompresor
Tugas	Untuk menaikkan tekanan hasil atas FD dari 1 atm menjadi 11 atm
Jenis alat	<i>Centrifugal multi stage</i>
Jumlah <i>stage</i>	2
Kondisi operasi	
Tekanan masuk	1 atm
Tekanan keluar	1,1 atm
Suhu masuk	246°C
Suhu keluar	247°C
Daya	1 Hp
Jumlah	1

VI.7.2. *Expansion Valve*

Tabel VI. 14 Spesifikasi *Expansion Valve*

Keterangan	<i>Expansion Valve</i>
Tugas	Menurunkan tekanan keluaran reaktor dari 2 atm ke 1.1 atm
Jenis alat	<i>Expansi valve centrifugal</i>
Suhu keluar	360°C
Daya	0,5 Hp

BAB VII

UTILITAS

Utilitas adalah peralatan pendukung yang menjamin kelancaran proses produksi pabrik, Jadi, selain bahan baku dan bahan penolong, infrastruktur, khususnya utilitas, sangat diperlukan. Unit ini sangat penting dalam produksi karena proses produksi tidak dapat berfungsi tanpanya.

Unit utilitas pabrik biphenil ini meliputi pengolahan air, pembangkitan uap, suplai listrik, tekanan suplai udara, dan suplai bahan bakar serta memiliki kapasitas produksi 145.000 ton/tahun

VII.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Air umpan boiler adalah air yang akan disuplei ke boiler untuk dirubah menjadi steam, sedangkan pengolahan air proses digunakan untuk menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan air, seperti air untuk keperluan umum atau sanitasi, dan air pendingin. Untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik *Biphenyl* digunakan berbagai macam sumber mata air yaitu, air sumur, air sungai, air danau, air laut maupun pembelian dari pabrik tertentu sebagai penyediaan air. Pabrik *Biphenyl* ini akan didirikan di daerah industri dekat dengan PT. Petrokimia Gresik . Oleh karena itu sumber air dipenuhi dengan cara mengambil dari sungai bengawan solo. Air yang telah di alirkan diolah terlebih dahulu sebelum digunakan sesuai keperluannya sehingga memenuhi persyaratan. Adapun kebutuhan air di pabrik *Biphenyl* kebutuhan air digunakan untuk air pendingin, pembuat *steam*, rumah tangga/kantor. Air yang diperlukan pada pabrik ini berasal dari air tawar digunakan untuk :

1. Air Servis

Air ini berfungsi sebagai pemadam kebakaran dan air untuk taman.
Adapun syarat air yaitu, tidak mengandung padatan

2. Air pendingin

Faktor-faktor penyebab air digunakan sebagai media pendingin

- Tidak terdekomposisi
- Air dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan *volume*

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar
- Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya
- Tidak mudah menyusut

Hal- hal yang harus diperhatikan pada air pendingin:

- Kesadahan, karena dapat menyebabkan kerak
- Oksigen, karena dapat menimbulkan korosi
- Minyak, karena minyak penyebab terganggunya *film corrosion inhibitor*, menurunkan *heat transfer*, dan minyak dapat menjadi makan mikroba yang mengakibatkan terjadinya endapan.

3. Air Umpan *Boiler*

Air ini digunakan sebagai umpan *boiler* yang akan memproduksi *steam*.

Adapun syarat air untuk umpan *boiler* yaitu :

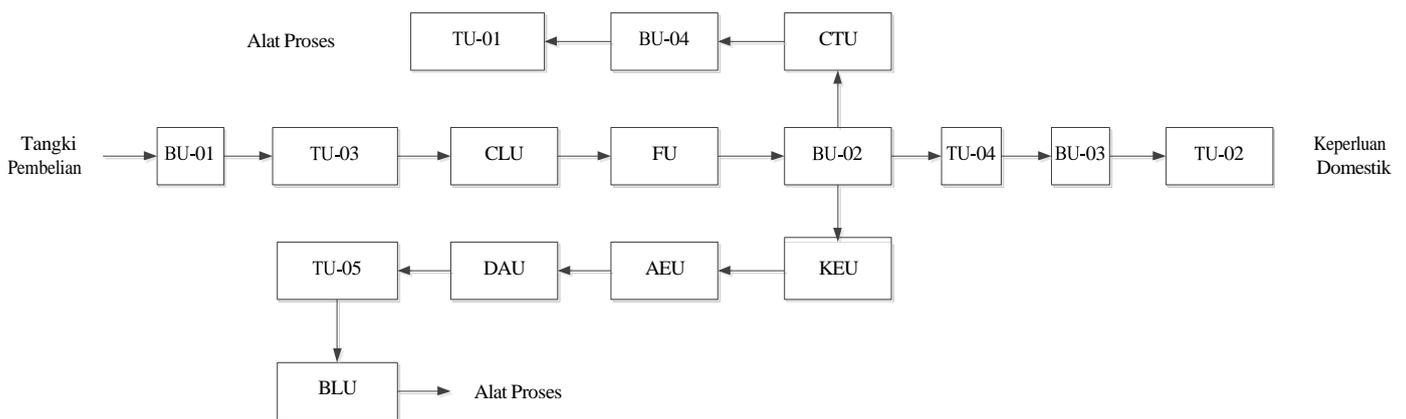
- Bebas dari partikel padatan
- Bebas dari garam-garam terlarut
- Tidak mengandung mineral
- Tidak mengandung gas terlarut dan mikroba serta zat-zat organik.

4. Air Rumah Tangga, Perkantoran dan Layanan Umum

Air ini berfungsi sebagai sarana kebutuhan pegawai seperti mandi, cuci, baik di lingkungan keluarga maupun rumah tangga. Berikut merupakan syarat air yang digunakan :

- Tidak mengandung padatan
- Jernih, tidak berasa, dan tidak bau
- Memiliki nilai kesadahan yang rendah
- Terbebas dari bakteri patogen dan nonpatogen
- Tidak mengandung zat organik

VII.7.1. Proses Pengolahan Air dari Petrokimia Gresik



Keterangan :

- BU-01 = Bak Pengendap
- BU-02 = Bak Penampung Sementara
- BU-03 = Bak Distribusi
- BU-04 = Bak Air Pendingin
- TU-01 = Tangki Penyimpanan Air Pendingin
- TU-02 = Tangki Penyimpanan Air sebagai Penyedia Steam, Keperluan Domestik, dan Over Design
- TU-03 = Premix Tank
- TU-04 = Tangki Klorinator
- TU-05 = Boiler Feed Water Tank
- CTU = Cooling Tower Utilities
- CLU = Clarifier
- FU = Sand Filter
- DAU = Daerator
- AEU = Anion Exchanger
- KEU = Kation Exchanger
- BLU = Boiler

Gambar VII. 1 Diagram Alir Unit Proses

Tahapan proses pengolahan air dapat dikelompokkan menjadi beberapa tahapan.

Berikut adalah tahapannya :

1) Pemisahan kotoran dari Tangki Pembelian

Pemisahan dilakukan dengan cara melewatkan air pembelian melalui kisi-kisi bersih agar air bersih dari kotoran.

2) Pengendapan secara kimia

Pada tahap ini air ditampung ke dalam Tangki penampungan, kemudian dialirkan ke *premix tank* berupa bak penampungan sementara yang ada di dalam pabrik. Pada tahap ini, diharapkan lumpur, pasir, dan lain-lain dapat mengendap.

3) *Clarifier*

Tahap selanjutnya yaitu air yang berada di bak pengendapan dipompa menuju flokulator untuk mengendapkan kotoran tersuspensi melalui penambahan bahan kimia tertentu. Fungsi penambahan bahan kimia tertentu agar terjadi pengendapan yang disebut *flock*. Bahan kimia yang digunakan pada proses ini

adalah tawas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ yang berfungsi sebagai koagulan. Air pembelian mengandung zat-zat yang terlarut di dalamnya, yang dengan sendirinya mempengaruhi sifat fisis dan kimia air tersebut. Sifat kimia yang menjadi masalah adalah kesadahan, yang terdiri dari :

- a. Kesadahan sementara, yaitu air yang mengandung senyawa $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$. Agar kesadahan sementara hilang digunakan larutan kapur $\text{Ca}(\text{OH})_2$ yang diperoleh dari CaO yang larut dalam air. Reaksi yang terjadi adalah



Penambahan larutan kapur ke dalam air sadah dengan tujuan menghilangkan kesadahan sementara, menurut reaksi :

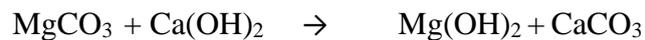
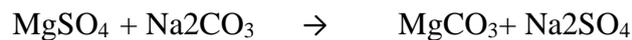
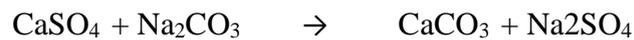


Dapat dilihat dari reaksi diatas larutan kapur memiliki fungsi selain menghilangkan kesadahan sementara, juga berfungsi menciptakan suasana basa pada air sehingga dapat membantu proses koagulasi oleh alum menjadi lebih aktif .

- b. Kesadahan tetap

Adalah air yang mengandung senyawa-senyawa, CaSO_4 , MgSO_4 , MgCO_3 .

Agar kesadahan tetap hilang, ditambahkan Na_2CO_3 menurut reaksi



Pada proses pengendapan pada tahap penambahan tawas, selain menyebabkan terjadinya endapan, hal tersebut juga membentuk gas CO_2 yang harus dihindarkan keberadaannya di dalam tangki atau alat proses. Gas CO_2 akan dibebaskan dari air sehingga gas tersebut tidak menghambat dalam proses dan dalam tangki tersebut.

4) Penyaringan *Sand Filter*

Pada proses ini air akan dialirkan melalui penyaring yang berbentuk jaring bed yang berisi pasir serta kerikil. Keluaran air tersebut akan ditampung dan disimpan di bak penampung air bersih. Setelah melalui proses ini, air akan dialirkan ke setiap bagian unit sesuai dengan keperluannya. Untuk keperluan

kantor, perumahan, poliklinik, maka air bersih yang ada dalam bak penampung unit air minum akan ditambahkan gas klorin untuk membunuh kuman dan bakteri. Sedangkan air yang digunakan untuk air proses dan air pendingin reaktor dapat langsung dialirkan dari bak penampung menuju unit proses.

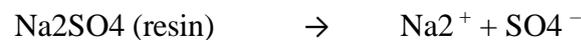
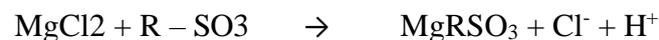
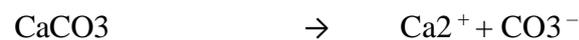
5) Proses Demineralisasi

Pada tahap ini dibutuhkan air murni untuk umpan *boiler* yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada filtered water. Tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan *boiler* adalah sebagai berikut:

a. *Cation Exchanger*

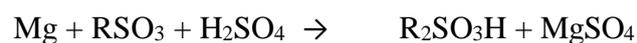
Cation Exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Maka, air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



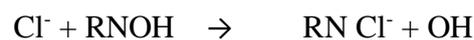
Kation resin ini akan jenuh dalam jangka waktu tertentu, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

Reaksi :

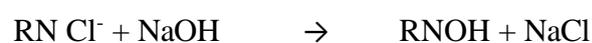


b. *Anion Exchanger*

Berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (*anion*) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga *anion-anion* seperti CO_3^- , Cl^- dan SO_4^- akan membantu garam resin tersebut. Reaksi:

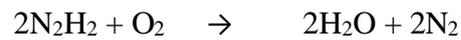


Dalam waktu tertentu, *anion* resin ini akan jenuh, maka perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Reaksi:



c. Daerator

Pada proses ini bertujuan untuk pembebasan air umpan ketel *boiler* dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami proses demineralisasi akan dialirkan menuju daerator dan diinjeksikan hidrazin (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air untuk mencegah terbentuknya kerak. Reaksi :



Air yang keluar dari daerator ini akan dipompakan sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

VII.7.2. Kebutuhan Air1. Kebutuhan air pembangkit *steam*

Berikut data kebutuhan air pembangkit *steam* dapat dilihat pada tabel VII-1 sebagai berikut :

Tabel VII. 1 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Nama alat	Jumlah (kg/jam)	Suhu° C
HE-01	18869,2093	400
HE-02	225,9389957	400
SEPARATOR-02	18808,96193	225,533161
TOTAL	1492948,1368	

Air proses 80% dimanfaatkan kembali, maka *make up* yang diperlukan 20% sehingga *make up* air proses adalah :

$$= 20\% \times 37904,1102 \text{ kg/jam}$$

$$= 7580,822049 \text{ kg/jam}$$

2. Air Pendingin

Berikut kebutuhan air pendingin dapat dilihat pada Tabel di bawah ini

Tabel VII. 2 Kebutuhan Air Pendingin

Nama alat	Jumlah (kg/jam)	Keterangan	Suhu° C
CDP	18808,96	<i>WATER</i>	30
Cooler	237.0081	<i>water</i>	30
TOTAL	19045,97		

Air proses 80% dimanfaatkan kembali, maka *make up* yang diperlukan 20% sehingga *make up* air proses adalah:

$$= 20\% \times 19045,97 \text{ kg/jam}$$

$$= 3809,1940 \text{ kg/jam}$$

3. Air Rumah Tangga dan Sanitasi

Dirancang pabrik mempunyai 30 unit rumah dengan tiap penghuni rumah sebanyak 4 orang, dianggap kebutuhan air setiap orang sebanyak 100 kg/hari.

$$\text{Kebutuhan air rumah tangga dan sanitasi} = (100 \times 4 \times 30) \text{ kg/jam}$$

$$= 12.000 \text{ kg/jam}$$

4. Air Kantor

Kebutuhan air kantor dapat dilihat pada Tabel berikut ini.

Tabel VII. 3 Kebutuhan Air Kantor

Penggunaan	Kebutuhan (kg/hari)
Air Karyawan	7650
Bengkel	200
Poliklinik	300
Laboratorium	500
Pemadam kebakaran	1000
Kantin, Masjid, Kebun	1500
Total	3500

Jumlah air yang harus diolah disajikan pada VII.4 sebagai berikut.

Tabel VII. 4 Kebutuhan Air Keseluruhan

No	Kebutuhan	Jumlah
		kg/jam
1	Air <i>Make up</i> dan <i>Blowdown</i>	11390,01606
2	Air Pendingin	19045,97
3	Air untuk <i>steam, make up</i>	37904,1102
4	Air keperluan domestik	964,5833333
5	<i>Over design</i> 10% total	5767,765551
Total		63445,4211

VII.2. Unit Pembangkit *Steam*

Pada prarancangan ini *steam* yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas pada alat penukar panas (*heat exchanger*) dan alat pengubah fasa cair menjadi uap/gas (*vaporizer*). *Steam* yang dibutuhkan dihasilkan oleh *boiler* dengan menggunakan *water tube boiler* sebagai umpannya untuk memenuhi kebutuhan pada *heat exchanger* dan *vaporizer*.

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem sebagai pengaman yang bekerja secara otomatis. Untuk prosesnya, air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca, dan Mg dengan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selanjutnya juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5– 11,5 karena jika pH terlalu tinggi maka akan menyebabkan korosif pada alat. Umpan dialirkan ke dalam *economizer* berupa alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran residu minyak yang berasal dari keluaran *boiler*. Suhu akan dinaikkan temperaturnya hingga 32°C, kemudian diumpankan ke *boiler*. Pada *boiler*, pipa api dan lorong api akan dipanaskan menggunakan api hasil pembakaran di *burner*. Gas sisa pembakaran akan masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di ke dalam *boiler* menyerap panas dari dinding dan pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 100 kPa, kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area prose. Pada boiler ini steam yang digunakan yaitu superheated steam, dengan suhu air umpan boiler 32°C dan suhu steam 400°C.

VII.3. Unit Pembangkit Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi :

1. Listrik untuk kebutuhan alat proses dan utilitas = 50,9593 kW
2. Listrik untuk kebutuhan instrumentasi dan kontrol = 2,80276 kW
3. Kebutuhan listrik untuk perkantoran dan lain-lain = 14,2768 kW

Total kebutuhan listrik adalah 86.3097 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN, namun juga disediakan generator cadangan berkekuatan 500 kVA jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik kurang.

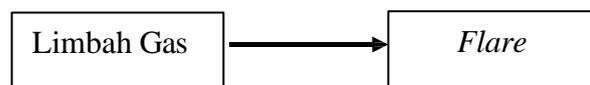
VII.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada *boiler* dan generator set. Bahan bakar *boiler* adalah *fuel oil* dan generator menggunakan minyak solar dengan total kebutuhan 66873,9673 kg/jam.

VII.5. Unit Pengolahan Limbah

Dari unit proses hanya limbah gas saja, akan tetapi kemungkinan ada limbah cair yaitu dari limbah rumah tangga. Untuk menghindari pencemaran udara dari bahan – bahan buangan gas maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara :

1. Dibuat *stack* / cerobong asap dengan ketinggian tertentu sebagai alat untuk pembuangan asap.
2. Gas-gas hasil proses yang tidak dapat dimanfaatkan dibakar dengan menggunakan *flare*.



Gambar VII. 2 Diagram Alir Pengolahan Limbah

BAB VIII

LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES

VIII.1. Lokasi Pabrik

Ketepatan pemilihan lokasi suatu pabrik harus direncanakan dengan baik dan tepat. Kemudahan dalam pengoperasian pabrik dan perencanaan di masa depan merupakan faktor-faktor yang perlu mendapat perhatian dalam penetapan lokasi suatu pabrik. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan distribusi dari produk yang dihasilkan. Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, disamping beberapa faktor lain yang mesti dipertimbangkan misalnya pengadaan bahan baku, utilitas, dan lain-lain. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pabrik. Berdasarkan pertimbangan diatas, maka ditentukan rencana pendirian pabrik *Biphenyl* ini berlokasi di Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur. Faktor-faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik adalah sebagai berikut :

Berdasarkan faktor tersebut maka lokasi pabrik *Biphenyl* yang dipilih di Gresik, Jawa Timur dengan pertimbangan :

VIII.1.1. Tersedianya Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan untuk pembuatan *biphenyl* adalah *Benzene* dalam *liquid phase* yang diperoleh dari PT. *Trans Pacific Petrochemical* (TPPI). Besarnya kapasitas produksi *Biphenyl* dari PT. *Trans Pacific Petrochemical* (TPPI) mampu memenuhi kebutuhan *Benzene* yang diperlukan dalam produksi *Biphenyl*. Sehingga lokasi pabrik hendaknya berada dekat dengan pabrik tersebut sehingga dapat mengurangi biaya transportasi.

VIII.1.2. Fasilitas Transportasi

Faktor transportasi perlu diperhatikan dalam merencanakan lokasi pendirian pabrik, yaitu transportasi bahan baku dan transportasi produk. Jarak lokasi pabrik dengan pasar harus dapat dijangkau. Dengan lancarnya transportasi dari lokasi pabrik dengan lokasi pemasaran produk maka produktivitas pabrik akan berjalan lancar. Begitu juga dengan komunikasi yang lancar maka akan meningkatkan produktivitas pabrik tersebut, oleh sebab itu lokasi pabrik yang akan dibangun harus memiliki jaringan telepon agar

hubungan dari luar ke dalam pabrik dan dari dalam keluar dapat berjalan lancar. Transportasi lewat darat dan laut sudah cukup lengkap di Gresik, Jawa Timur, karena terdapat jalan raya yang layak dan dekat dengan pelabuhan Tanjung Perak yang memungkinkan *transfer* bahan mentah ke industri dan barang jadi ke konsumen.

VIII.1.3. Utilitas

Utilitas yang diperlukan meliputi tenaga listrik, air, uap dan bahan bakar. Di Gresik, Jawa Timur, terdapat beberapa usaha (kawasan pabrik) disekitarnya yang dilengkapi dengan utilitas yang memasok air, uap dan bahan bakar. Untuk pabrik *Biphenyl* ini, pembelian air didapat dari PT. Petrokimia Gresik. Begitu juga kebutuhan listrik tidak akan mengalami kesulitan dalam penyediaan PLN dan penyediaan unit genset.

VIII.1.4. Tersedianya Tenaga Kerja

Tenaga kerja di Indonesia cukup banyak dan *bervariasi*, sehingga penyediaan tenaga kerja tidak begitu sulit untuk diperoleh. Provinsi Jawa Timur sendiri merupakan provinsi yang cukup padat penduduknya, sehingga kebutuhan tenaga kerja dapat dengan mudah terpenuhi mengingat lokasi pabrik berada di Kawasan industri. Tenaga kerja dapat dipenuhi dari daerah sekitar lokasi pabrik maupun luar lokasi pabrik sesuai dengan kebutuhan dan kriteria Perusahaan.

VIII.2. Layout Pabrik

Tata letak pabrik yang terencana dengan baik akan mempengaruhi *efisiensi* dan *efektivitas* kegiatan produksi. Bila ditinjau secara umum, tujuan utama dari tata letak pabrik adalah mengatur *area* kerja dan segala fasilitas produksi yang paling ekonomis untuk operasi produksi, aman, dan nyaman sehingga dapat meningkatkan moral kerja yang baik dari operator. Tata letak dan pembagian lokasi pabrik dirancang dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Letak peralatan berada dalam lokasi yang memadai sehingga memberikan ruang gerak yang cukup dalam pemasangan, perawatan, ataupun perbaikan alat-alat proses.
2. Tata letak peralatan dilakukan berdasarkan urutan prosesnya, sehingga diperoleh *efisiensi* secara teknis dan ekonomis serta memudahkan dalam kontrol, pengawasan, dan keleluasaan gerak operator.

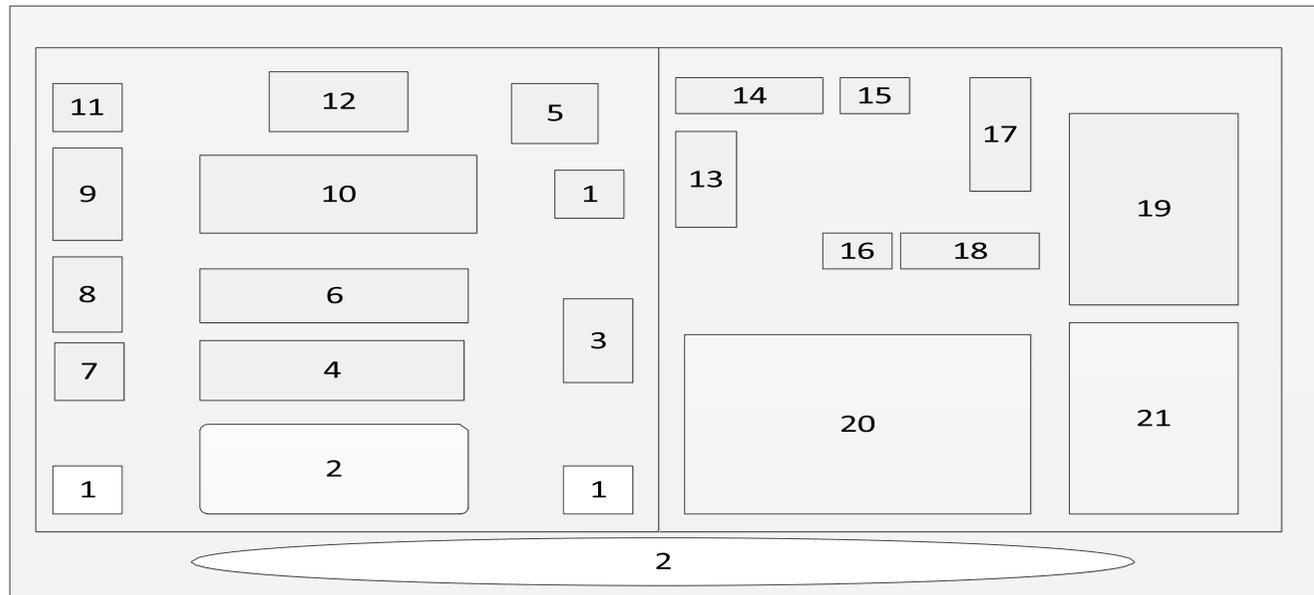
3. Peralatan pabrik disusun sedemikian rupa, terutama untuk alat-alat yang beresiko tinggi diberi jarak yang cukup sehingga memudahkan dalam penanggulangan bahaya baik berupa kecelakaan maupun kebakaran.
4. *Unit* utilitas dan sumber tenaga ditempatkan terpisah dari area proses sehingga dapat menjamin operasi berjalan dengan lancar dan aman.
5. Penempatan peralatan pabrik harus mempertimbangkan adanya penambahan *unit* baru sehingga tidak menimbulkan kesulitan di masa yang akan datang jika dilakukan perluasan.
6. Jalan-jalan yang berada dalam pabrik harus besar atau cukup lebar dan mempertimbangkan faktor keselamatan manusia sehingga lalu lintas dalam pabrik dapat berjalan dengan baik. Perlu dipertimbangkan juga adanya jalan pintas jika terjadi keadaan darurat.
7. Letak kantor dan tangki produk, bahan baku, dan bahan penunjang harus mudah dijangkau dari jalan utama.

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada Tabel VIII.1.

Tabel VIII. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

Lokasi	Panjang	Lebar	Luas
	m	m	m ²
Kantor utama	50	30	1500
Pos keamanan/satpam	10	5	50
Mess	60	35	2100
Parkir Karyawan	20	25	500
Parkir Tamu	20	20	400
Parkir truk	20	20	400
Ruang timbang truk	15	10	150
Kantor teknik dan produksi	40	20	800
Klinik	15	10	150
Masjid	15	15	225
Kantin	15	15	225
Bengkel	15	25	375
Unit pemadam kebakaran	15	15	225
Gudang alat	35	30	1050
Laboratorium	30	15	450
Utilitas	100	65	6500
Area proses	100	65	6500
Control room	20	10	200
Control utilitas	20	10	200
Jalan dan taman	150	40	6000
Perluasan pabrik	200	100	20000
Luas Tanah			48000
Luas Bangunan			22000
Total	965	580	48000

Adapun letak pabrik *Biphenyl* ini berdekatan dengan Pelabuhan dan sektor Industri Tanjung Perak, Gresik, Jawa Timur. Sehingga denah pabrik *Biphenyl* dapat dilihat pada gambar VIII.1.



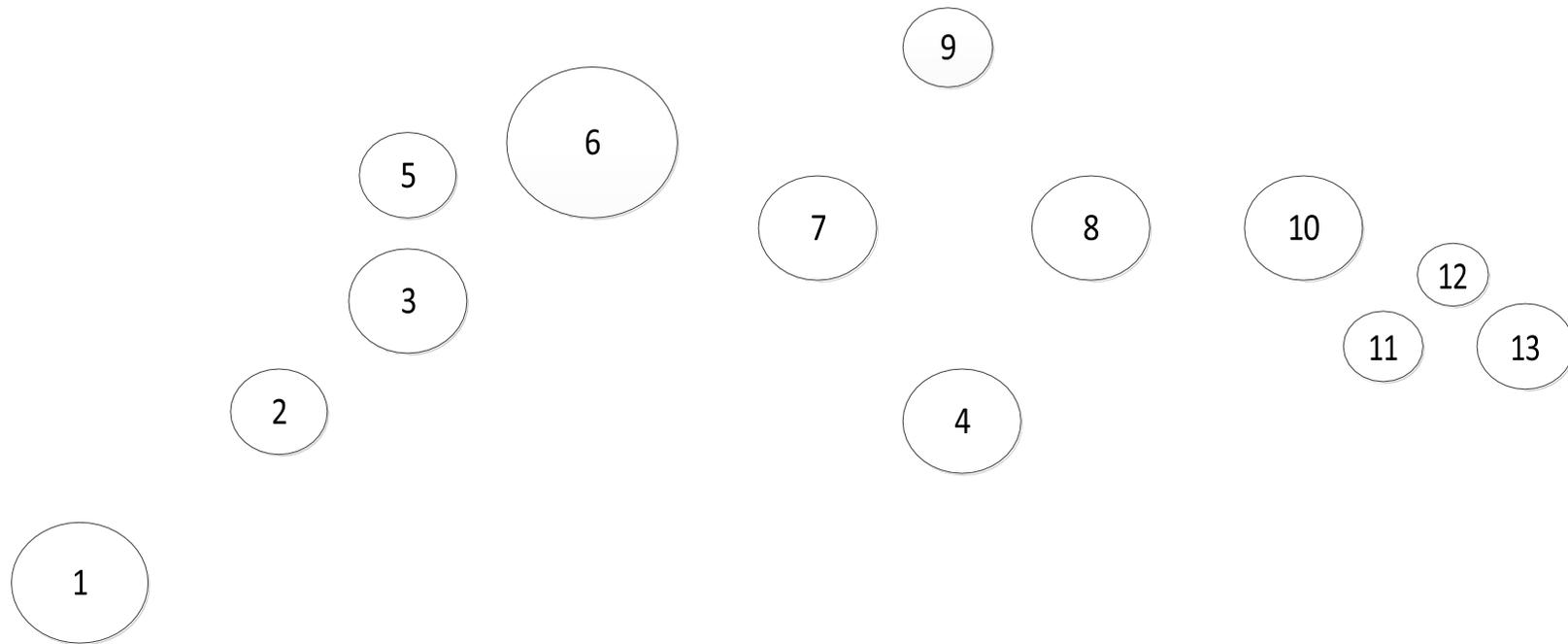
Keterangan gambar :

1. Pos satpam
2. Taman dan jalan raya
3. Klinik
4. Kantor utama
5. Kantin
6. Kantor Teknik dan produksi
7. Masjid
8. Parkir tamu
9. Parkir karyawan
10. Laboratorium
11. Bengkel
12. Mess
13. Gudang alat

14. Parkir truk
15. Ruang timbang truk
16. *Control room*
17. *Control* utilitas
18. Unit utilitas
19. Area produksi
20. Perluasan Pabrik
21. Unit pemadaman kebakaran

Gambar VIII. 1 *Layout* Pabrik

VIII.3. *Layout Peralatan*



Keterangan Gambar :

1. Tangki-01
2. Vaporizer
3. Separator-01

4. Separator-02
5. *Heater-01*
6. Reaktor-01
7. Kondensor Parsial-01
8. *Flash Drum*

9. Kompresor
10. *Prilling Tower*
11. *Belt Conveyor*
12. *Bucket Elevator*
13. Silo

Gambar VIII. 2 *Layout Peralatan*

BAB IX

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

IX.1. Organisasi Perusahaan

Selain masalah proses, komponen terpenting yang perlu dicermati adalah permasalahan manajemen termasuk struktur organisasi di dalamnya. Tujuan utama manajemen adalah untuk memfasilitasi penyelesaian tugas dengan memecah kegiatan besar menjadi kegiatan yang lebih kecil dan memudahkan pemimpin *internal* untuk melakukan tanggung jawab pengawasan.

Bentuk Perusahaan yang akan didirikan pada perancangan pabrik kimia *biphenyl* ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT) yaitu suatu badan hukum yang terdiri dari para pemegang saham dan berbentuk badan hukum, merupakan bentuk perseroan yang dipilih.

Berikut ini adalah faktor-faktor mendasar yang perlu diperhatikan dalam memilih bentuk Perseroan Terbatas:

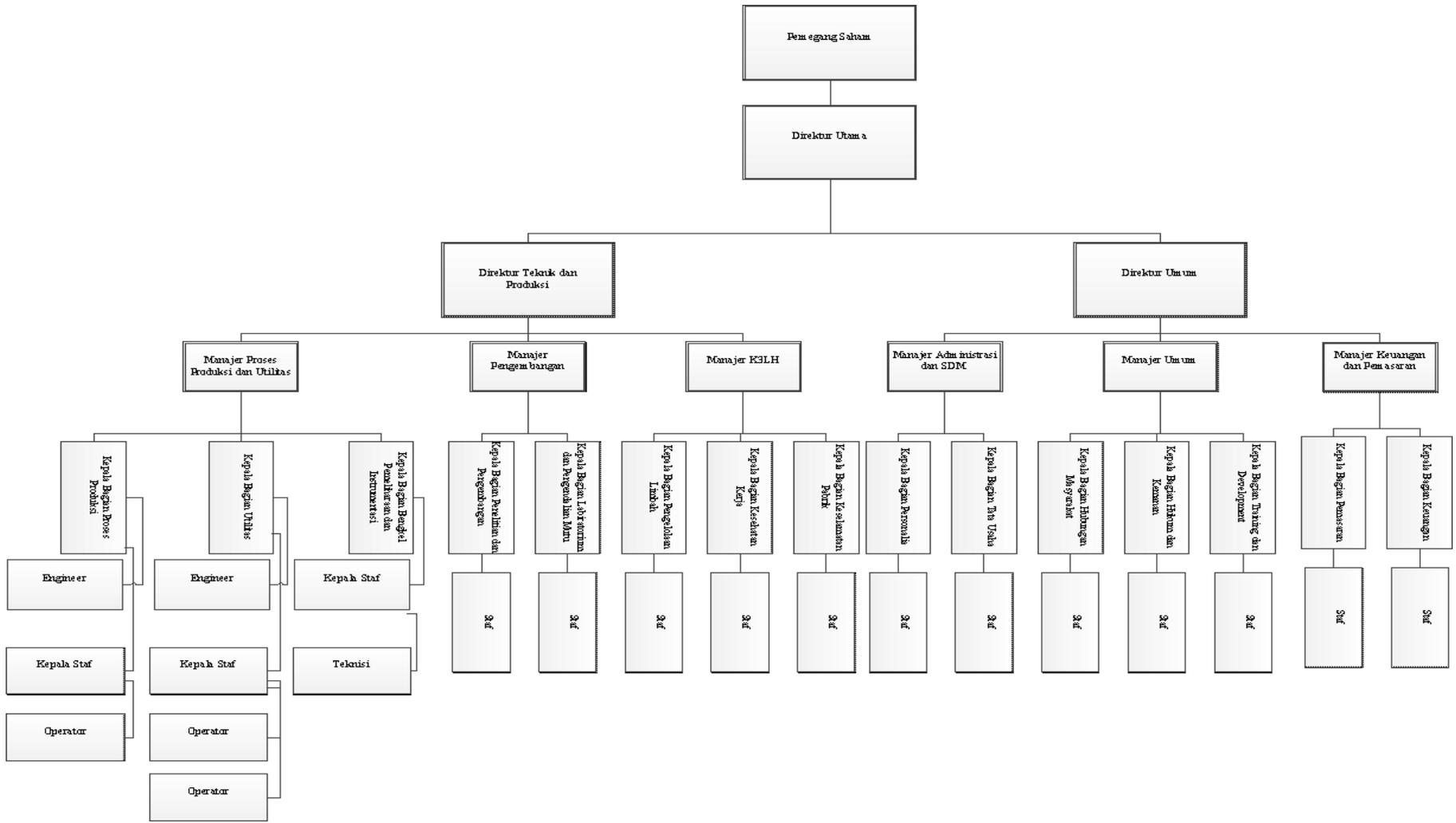
1. Kelangsungan hidup perseroan sebagai badan hukum lebih terjamin karena tidak bergantung pada pemegang saham yang dapat berubah
2. Pemegang saham memiliki tanggung jawab terhadap hutang-hutang Perusahaan. Ini berarti resiko pemegang saham hanya terbatas sampai besarnya modal disetorkan
3. Dapat memperluas bidang usahanya karena lebih mudah mengumpulkan dana dengan menerbitkan saham baru.
4. Dewan Direksi, yang terdiri dari orang-orang yang memenuhi syarat dan mampu mengelola perusahaan, dipilih oleh pemegang saham dalam rapat umum.

IX.2. Struktur Organisasi

Setiap departemen dalam perusahaan diberikan kewenangan untuk melaksanakan tugas, menyusun sistem, dan menciptakan keterkaitan struktural antar unsur dalam rangka menjalankan perannya masing-masing. Direktur Utama akan mengawasi pabrik ini bersama sejumlah anggota dewan, termasuk Direktur Jenderal dan Direktur Teknik dan Produksi. Setiap direktur akan mengawasi beberapa divisi, dengan manajer yang

bertanggung jawab atas setiap divisi. Sedangkan setiap divisi akan membawahi beberapa bidang yang dipimpin oleh kepala bagian. Secara umum berikut adalah jenjang kepemimpinan pabrik *Biphenyl*:

1. Pemegang saham
2. Dewan komisaris
3. Direktur utama
4. Direktur
5. Manajer
6. Kepala bagian
7. Kepala *shift* dan *engineer*
8. Karyawan (staf, dokter, suster, driver, satpam, operator, laboran dan teknisi)



Gambar IX. 1 Struktur Organisasi di Pabrik *Biphényl*

IX.3. Tugas dan Wewenang

IX.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah kumpulan orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi dari Perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham menentukan :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur Utama
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari Perusahaan.

IX.3.2. Dewan Komisaris

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

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba Perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama
3. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting

IX.3.3. Direktur Utama

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

1. Direktur Teknik dan Produksi

Bertugas untuk memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, Teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

2. Direktur Keuangan dan Umum

Bertugas untuk bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

IX.3.4. Kepala Bagian

Tugas kepala bagian secara umum adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan Perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai *staff* direktur.

Kepala bagian terdiri dari :

a) Kepala Bagian Proses dan Utilitas

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

b) Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

c) Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan Perusahaan, dan pengawasan mutu.

d) Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

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

e) Kepala Bagian Administrasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga Perusahaan.

- f) Kepala Bagian Humas dan Keamanan
Tugas : Bertanggung jawab terhadap menjaga keamanan Perusahaan dan kegiatan yang berhubungan antara Perusahaan dan Masyarakat.
- g) Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan
Tugas : Bertanggung jawab terhadap Kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.
- h) Kepala Seksi
Tugas : Pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.
- Kepala Seksi Proses
Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.
 - Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk
Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.
- i) Kepala Seksi Utilitas
Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, *steam*, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.
- j) Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel
Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.
- k) Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi
Tugas : bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.
- l) Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan
Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

- m) Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu
Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk, dan limbah.
- n) Kepala Seksi Keuangan
Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan Perusahaan.
- o) Kepala Seksi Pemasaran
Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.
- p) Kepala Seksi Tata Usaha
Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga Perusahaan serta tata usaha kantor.
- q) Kepala Seksi Personalia
Tugas : Bertanggung jawab dalam kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.
- r) Kepala Seksi Humas
Tugas : Bertanggung jawab dalam menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi Perusahaan, pemerintah, dan Masyarakat.
- s) Kepala Seksi Keamanan
Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan Perusahaan.
- t) Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja
Tugas : Bertanggung jawab dalam mengurus masalah Kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di Perusahaan.
- u) Kepala Seksi *Unit* Pengolahan Limbah
Tugas : Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

IX.3.5. Sekretaris

Sekretaris adalah karyawan Perusahaan yang menjalankan fungsi pelayanan (asisten) khususnya kepada manajer direktur dan manajer-manajer fungsional. Tugas-tugasnya adalah :

1. Melaksanakan kegiatan produksi dengan jalan memimpin dan mengkoordinasi para bawahannya dalam rangka pencapaian tujuan produksi yang telah ditetapkan.
2. Memelihara kelancaran proses produksi dan mengembangkan rencana-rencana Teknik produksi untuk produksi yang dijual.
3. Mengendalikan kegiatan operasional produksi dengan mengadakan evaluasi terhadap hasil kegiatan produksi diikuti dengan pengambilan Tindakan perbaikan yang diperlukan.
4. Ikut melaksanakan dan memupuk kelompok diantara para manajer fungsional.
5. Melayani hubungan (komunikasi) baik yang melalui surat maupun komunikasi langsung.

IX.4. Jam Kerja Karyawan

Pabrik *Biphenyl* direncanakan mempunyai jumlah pekerja sebanyak 153 orang dan beroperasi secara kontinyu selama 24 jam sehari. Jumlah hari kerja selama setahun adalah 330 hari, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu :

a. Karyawan *Non Shift*

Merupakan karyawan yang secara tidak langsung menangani proses produksi. Yang termasuk dalam golongan ini adalah :

Tabel IX. 1 Jumlah Karyawan *Non Shift*

No	Jabatan	Jumlah (orang)
1	Direktur Utama	1
2	Sekretaris direktur utama	1
3	Direktur	2
4	Manajer	6
5	Kepala bagian	15
6	Staff	26
7	Dokter	2
8	Suster	2
9	Driver	6
	Total	61

Jam kerja yang berlaku untuk karyawan non *shift* diatur dalam Undang-Undang Ketenagakerjaan Republik Indonesia No. 13 Tahun 2013, dengan ketentuan sebagai berikut : dalam seminggu ada 5 hari kerja dengan waktu kerja 40 jam dimana dalam sehari waktu kerja sebanyak 8 jam (belum termasuk jam istirahat). Jika Perusahaan mempekerjakan karyawan melebihi waktu kerja, Perusahaan wajib membayar upah kerja lembur. Dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur nasional) adalah 2 kali jam kerja.

Adapun jam kerja untuk karyawan non *shift* dapat diatur dengan perincian sebagai berikut :

Hari Senin – Jumat : Jam 08.00 – 17.00 WIB

Hari Sabtu : Libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut :

Hari Senin – Kamis : Jam 12.00 – 13.00 WIB

Hari Jumat : Jam 11.30 – 12.30 WIB

Hari minggu dan hari libur nasional semua karyawan non produksi libur.

b. Karyawan *Shift*

Merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi. Sistem kerja bagi karyawan *shift* diatur menurut pembagian *shift* dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapatkan giliran *shift* sedangkan 1 regu libur. Adapun jam kerja *shift* dalam 1 hari diatur dalam 3 *shift* sebagai berikut :

Shift I : Jam 07.00 – 15.00 WIB

Shift II : Jam 15.00 – 23.00 WIB

Shift III : Jam 23.00 – 07.00 WIB

Jam kerja *shift* berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapatkan pergantian *shift* selama 3 hari kerja sekali. Karyawan *shift* bekerja dengan *system* 3 hari kerja, dan 1 hari libur. Pada hari minggu dan hari libur nasional semua karyawan produksi tidak libur. Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian proses *control*, dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian *shift* seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapat cuti selama 12 hari tiap tahunnya.

Tabel IX. 2 Pembagian Kerja Karyawan *Shift*

Regu	Hari ke -											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	I	II	III	*	I	II	III	*	I	II	III	*
B	II	III	*	I	II	III	*	I	II	III	*	I
C	III	*	I	II	III	*	I	II	III	*	I	II
D	*	I	II	III	*	I	II	III	*	I	II	III

Keterangan :

A,B,C,D : regu

1,2,3,... : hari ke-

(*) : libur

I : pkl. 07.00 – 15.00

II : pkl. 15.00 – 23.00

III : pkl. 23.00 – 07.00

Tabel IX. 3 Jumlah Karyawan *Shift*

No	Bagian	Jumlah (orang)
1	Satpam	16
2	Proses dan utilitas	40
3	<i>Control room</i>	8
4	Laboran	4
5	Teknisi instrumentasi	4
6	Kepala <i>shift</i>	12
7	<i>Engineer</i>	8
Jumlah karyawan <i>shift</i>		92

$$\begin{aligned} \text{Total karyawan} &= \text{Karyawan } \textit{shift} + \text{karyawan } \textit{non shift} \\ &= 92 \text{ orang} + 61 \text{ orang} = 153 \text{ orang} \end{aligned}$$

IX.5. Perincian Tugas dan Keahlian

Berikut Jabatan dan Prasyarat karyawan dapat dilihat pada Tabel IX. 4. sebagai berikut :

Tabel IX. 4 Jabatan dan Prasyarat

Jabatan	Prasyarat
Direktur utama	S-2/S-3 Teknik Kimia
Direktur Teknik dan produksi	S-1/S-2 Teknik Kimia
Direktur keuangan dan umum	S-1/S-2 Ekonomi
Kepala bagian proses dan utilitas	S-1 Teknik Kimia
Kepala bagian pemeliharaan, listrik dan instrumentasi	S-1 Teknik Industri
Kepala bagian penelitian, pengembangan dan pengendalian mutu	S-1 Teknik Kimia
Kepala bagian keuangan dan pemasaran	S-1 Ekonomi
Kepala bagian administrasi	S-1 Ekonomi
Kepala bagian umum dan keamanan	S-1/SMA
Kepala bagian Kesehatan, keselamatan kerja, dan lingkungan	S-1 Teknik Kimia
Kepala seksi proses	S-1 Teknik Kimia
Kepala seksi bahan baku dan proses	S-1 Teknik Kimia
Kepala seksi utilitas	S-1 Teknik Kimia
Kepala seksi pemeliharaan dan bengkel	S-1 Teknik Mesin
Kepala seksi listrik dan instrumentasi	S-1 Teknik Elektro
Kepala seksi penelitian dan pengembangan	S-1 Teknik Kimia
Kepala seksi laboratorium dan pengendalian mutu	S-1 Teknik Kimia
Kepala seksi keuangan	S-1 Ekonomi
Kepala seksi pemasaran	S-1 Ekonomi
Kepala seksi tata usaha	S-1/SMA
Kepala seksi personalia	S-1 Hukum

Kepala seksi humas	S-1 Fisip
Kepala seksi keamanan	S-1/SMU
Kepala seksi K3	S-1 Teknik Kimia
Kepala seksi unit pengolahan limbah	S-1 Teknik Kimia
Karyawan lain	SMU
Satpam	SMU
Sekretaris	S-1/SMU
Medis	Dokter
Paramedis	D3 Perawat
Driver	SMU

IX.6. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya. Daftar gaji karyawan dapat dilihat pada Tabel IX. 5. sebagai berikut :

Tabel IX. 5 Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan		Total Gaji	
Direktur utama	1	Rp	60.000.000,00	Rp	60.000.000,00
Sekretaris direktur utama	1	Rp	10.000.000,00	Rp	10.000.000,00
Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp	50.000.000,00	Rp	50.000.000,00
Direktur Umum	1	Rp	50.000.000,00	Rp	50.000.000,00
Manajer Produksi dan Utilitas	1	Rp	25.000.000,00	Rp	25.000.000,00
Manajer pengembangan	1	Rp	25.000.000,00	Rp	25.000.000,00
Manajer K3LH	1	Rp	25.000.000,00	Rp	25.000.000,00
Manajer administrasi dan SDM	1	Rp	25.000.000,00	Rp	25.000.000,00
Manajer umum	1	Rp	25.000.000,00	Rp	25.000.000,00
Manajer keuangan dan pemasaran	1	Rp	25.000.000,00	Rp	25.000.000,00
Kepala bagian proses produksi	1	Rp	17.500.000,00	Rp	17.500.000,00
Kepala bagian utilitas	1	Rp	17.500.000,00	Rp	17.500.000,00
Kepala bagian bengkel, pemeliharaan dan instrumentasi	1	Rp	17.500.000,00	Rp	17.500.000,00
Kepala bagian lab dan pengolahan mutu	1	Rp	17.500.000,00	Rp	17.500.000,00
Kepala bagian penelitian dan pengembangan	1	Rp	17.500.000,00	Rp	17.500.000,00
Kepala bagian kesehatan kerja	1	Rp	17.500.000,00	Rp	17.500.000,00

Kepala bagian keselamatan pabrik	1	Rp	17.500.000,00	Rp	17.500.000,00
Kepala bagian pengolahan limbah	1	Rp	17.500.000,00	Rp	17.500.000,00
Kepala bagian tata usaha	1	Rp	17.500.000,00	Rp	17.500.000,00
Kepala bagian personalia	1	Rp	17.500.000,00	Rp	17.500.000,00
Kepala bagian training and development	1	Rp	17.500.000,00	Rp	17.500.000,00
Kepala bagian hukum dan keamanan	1	Rp	17.500.000,00	Rp	17.500.000,00
Kepala bagian hubungan masyarakat	1	Rp	17.500.000,00	Rp	17.500.000,00
Kepala bagian keuangan	1	Rp	17.500.000,00	Rp	17.500.000,00
Kepala bagian pemasaran	1	Rp	17.500.000,00	Rp	17.500.000,00
Engineer proses	4	Rp	10.000.000,00	Rp	40.000.000,00
Engineer utilitas	4	Rp	10.000.000,00	Rp	40.000.000,00
Kepala <i>shift</i> proses	4	Rp	8.500.000,00	Rp	34.000.000,00
Kepala <i>shift</i> utilitas	4	Rp	8.500.000,00	Rp	34.000.000,00
Kepala <i>shift</i> instrumentasi	4	Rp	8.500.000,00	Rp	34.000.000,00
Operator lapangan proses	20	Rp	6.500.000,00	Rp	130.000.000,00
Operator lapangan utilitas	20	Rp	6.500.000,00	Rp	130.000.000,00
Operator control room proses	4	Rp	6.500.000,00	Rp	26.000.000,00
Operator control room utilitas	4	Rp	6.500.000,00	Rp	26.000.000,00
Teknisi instrumentasi	4	Rp	6.500.000,00	Rp	26.000.000,00
Laboran	4	Rp	6.500.000,00	Rp	26.000.000,00
Staff lab dan pengolahan mutu	4	Rp	5.000.000,00	Rp	20.000.000,00
Staff penelitian dan pengembangan	4	Rp	5.000.000,00	Rp	20.000.000,00
Staff keselamatan pabrik	2	Rp	5.000.000,00	Rp	10.000.000,00
Staff pengolahan limbah	2	Rp	5.000.000,00	Rp	10.000.000,00
Staff tata usaha	2	Rp	5.000.000,00	Rp	10.000.000,00
Staff personalia	2	Rp	5.000.000,00	Rp	10.000.000,00
Staff training and development	2	Rp	5.000.000,00	Rp	10.000.000,00
Staff hukum dan keamanan	2	Rp	5.000.000,00	Rp	10.000.000,00
Staff hubungan masyarakat	2	Rp	5.000.000,00	Rp	10.000.000,00
Staff keuangan	2	Rp	5.000.000,00	Rp	10.000.000,00
Staff pemasaran	2	Rp	5.000.000,00	Rp	10.000.000,00
Dokter	2	Rp	7.500.000,00	Rp	15.000.000,00
Suster	2	Rp	5.500.000,00	Rp	11.000.000,00
Driver	6	Rp	4.550.000,00	Rp	27.300.000,00
Satpam	8	Rp	4.550.000,00	Rp	36.400.000,00
Cleaning servis	8	Rp	4.550.000,00	Rp	36.400.000,00
Total	153	Rp	748.650.000,00	Rp	1.384.600.000,00

IX.7. Kesejahteraan Sosial karyawan

1. Hari Libur Nasional

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

2. Cuti Tahunan

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

3. Kerja Lembur (*overtime*)

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

4. Tunjangan

- a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
- c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

5. Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja (kecelakaan kerja) ditanggung oleh Perusahaan sesuai Undang-Undang yang berlaku.
- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur kebijakan Perusahaan.

6. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh Perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang.

IX.8 Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan suatu bagian dari manajemen Perusahaan yang berfungsi untuk menyelenggarakan semua kegiatan untuk proses bahan baku menjadi

produk 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 penyimpangan. Perencanaan ini sangat erat kaitannya sesuai dengan pengendalian, dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpanan yang dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.

BAB X

EVALUASI EKONOMI

Analisa ekonomi diperlukan dalam pra rancangan pabrik untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan *investasi* modal dalam suatu kegiatan produk suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan *investasi*, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal *investasi* dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain untuk mengetahui perkiraan kelayakan *investasi modal* analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ada beberapa faktor yang harus ditinjau diantaranya yaitu :

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka 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 tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

X.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada

tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik *Biphenyl* beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 1990. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

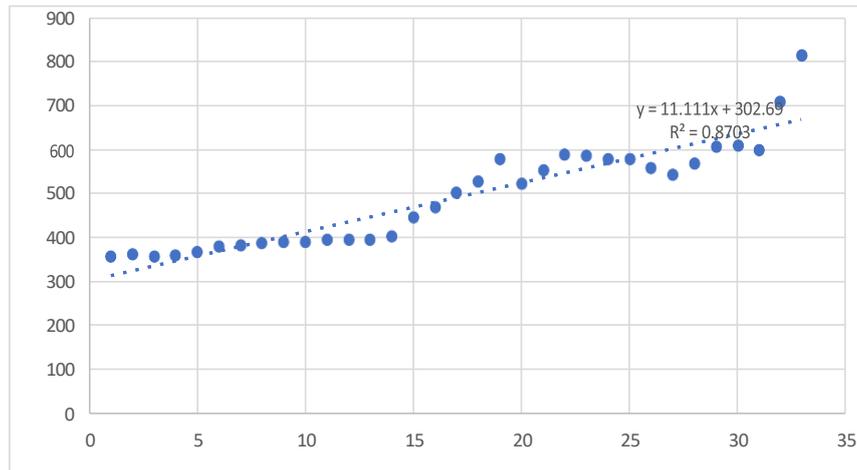
Harga indeks tahun 2027 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1990 sampai 2022, dicari dengan persamaan regresi linier. Harga indeks 1990 sampai 2022 dapat dilihat pada Tabel X.I.

Tabel X. 1 Harga *Index*

indeks (Y)	X (tahun ke)
357.6	1
361.3	2
358.2	3
359.2	4
368.1	5
381.1	6
381.7	7
386.5	8
389.5	9
390.6	10
394.1	11
394.3	12
395.6	13
402	14
444.2	15
468.2	16
499.6	17
525.4	18
575.4	19
521.9	20
550.8	21
585.7	22
584.6	23
576.3	24
576.1	25
556.8	26
541.7	27
567.5	28
603.1	29
607.5	30

596.2	31
708	32
813	33
16221.8	561

Sumber : (Harga indeks didapat dari *Chemical Engineering Plan Cost Index*)



Gambar X. 1 Grafik Ekstrapolasi Indeks Harga

Persamaan yang diperoleh adalah : $Y = 11.111x + 302,69$

Jadi indeks pada tahun 2027 = 713,7970

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan menggunakan indeks harga alat pada tahun 2014

(www.matche.com)

Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dalam hubungan ini:

E_x : Harga pembelian pada tahun 2027

E_y : Harga pembelian pada tahun referensi (2014)

N_x : Index harga pada tahun 2027

N_y : Index harga pada tahun referensi (2014)

Tabel X. 2 Daftar Harga Alat Pada Tahun Referensi & Tahun Pendirian Pabrik

Nama alat	Code alat	Jumlah	Harga \$		Total Harga	
			Tahun 2014	Tahun 2027	\$	Rp.
Cooler	CL-01	1	11.100,00	13.753,08	13.753,08	215.043.773,58
Tangki	T-01	1	269.500,00	333.914,76	333.914,76	5.221.107.835,98
Silo	SL-01	1	15.200,00	18.833,04	18.833,04	294.474.356,61
Reaktor	R-01	1	8.000,00	9.912,13	9.912,13	154.986.503,48
Flash Drum	FD-01	1	313.100,00	387.935,85	387.935,85	6.065.784.279,95
Vaporizer	Vp-01	1	10.100,00	12.514,06	12.514,06	195.670.460,64
Heater	He-01	1	190,00	235,41	235,41	3.680.929,46
Heater	He-02	1	190,00	235,41	235,41	3.680.929,46
Kondensor Parsial	CDP-01	1	13.400,00	16.602,81	16.602,81	259.602.393,33
Separator-01	SP-01	1	5.300,00	6.566,78	6.566,78	102.678.558,56
Separator-02	Sp-02	1	123.800,00	153.390,16	153.390,16	2.398.416.141,35
Prilling Tower	PT-01	1	19.500,00	24.160,81	24.160,81	377.779.602,23
Pompa-01	P-01	2	30,00	37,17	74,34	1.162.398,78
Pompa-02	P-02	2	30,00	37,17	74,34	1.162.398,78
Pompa-03	P-03	2	30,00	37,17	74,34	1.162.398,78
Expansion valve	EV-01	1	100,00	123,90	123,90	1.937.331,29
Kompresor	K-01	1	53.500,00	66.287,35	66.287,35	1.036.472.242,02
Belt Conveyor	Bc-01	1	11.500,00	14.248,68	14.248,68	222.793.098,75
Bucket Elevator	Be-01	1	15.400,00	19.080,84	19.080,84	298.349.019,20
Total			869.970,00	1.077.906,57	1.078.018,08	16.855.944.652,22

Sumber: <http://www.matche.com/>

X.2. Dasar Perhitungan

Pabrik *biphenyl* akan didirikan pada tahun 2027

Kapasitas produksi Bipenil = 145.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Nilai Kurs 1 US\$ = Rp 15.636,- (Data Bank Indonesia 23 November 2023)

Harga bahan baku (Benzena) = Rp. 2.518.524.460.273,59

X.3. Perhitungan Biaya

X.3.1. *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran – pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – 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 untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

X.3.2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries & Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi :

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.3.3. *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran- pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

X.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu Analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

X.4.1. *Percent Return Of Investment*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

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

X.4.2. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT)

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{keuntungan} + \text{Depresiasi})}$$

X.4.3. *Break Event Point (BEP)*

Break Even Point (BEP) adalah :

1. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
2. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

3. Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan total *cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan akan untung jika beroperasi di atas BEP.

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

Dalam hal ini:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

X.4.4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) adalah :

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
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 pabrik harus berhenti atau tutup

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

X.4.5. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik
2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

X.4.6. Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik Bipenil memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan disajikan pada Tabel X.3 – X.7.

Tabel X. 3 *Fixed Capital Investment*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (RP)
1	Direct Plant Cost	17.413.959,54	272.285.542.134,72
2	Contractor's Fee	1.218.977,17	19.059.987.949,43
3	Contingency	2.089.675,15	32.674.265.056,17
4	Enviromental Cost	386.550,33	6.044.120.353,67
5	Plant Start Up Cost	85.328,40	1.334.199.156,46
Total		21.194.490,59	331.398.114.650,45

Tabel X. 4 *Working Capital Investment*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (RP)
1	Raw Material Inventory	3.371.722,52	52.720.421.836,25
2	In Process Inventory	134.729,74	2.106.640.931,71
3	Product Inventory	9.700.541,19	151.678.147.083,45
4	Extended Credit	11.962.500,00	187.046.248.125,00
5	Available Cash	19.401.082,38	303.356.294.166,90
Total		44.570.575,83	696.907.752.143,31

Tabel X. 5 *Manufacturing Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (RP)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	180.396.933,37	2.820.695.469.991,80
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	29.623.854,33	463.200.067.500,00
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	3.391.118,50	53.023.698.344,07
Total		213.411.906,19	3.336.919.235.835,87

Tabel X. 6 *General Expense*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (RP)
1	Administration	9.599.097,56	150.091.969.433,44
2	Sales Expense	25.609.428,74	400.430.308.300,31
3	Research	8.536.476,25	133.476.769.433,44
4	Finance	14.511.946,51	226.909.521.151,48
Total		58.256.949,06	910.908.568.318,65

Tabel X. 7 Total *Production Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (RP)
1	Manufacturing Cost	213.411.906,19	3.336.919.235.835,87
2	General Expense	58.256.949,06	910.908.568.318,65
Total		271.668.855,25	4.247.827.804.154,53

X.5. Analisa Keuangan

Total Penjualan = Rp. 4.489.109.955.000,00

Total *Production Cost* = Rp. 4.247.827.804.154,53

Keuntungan sebelum pajak = Rp. 241.282.150.845,48

Pajak (30% dari Keuntungan) = Rp. 72.384.645.253,64

Keuntungan setelah pajak = Rp. 168.897.505.591,83

X.6. Hasil Kelayakan Ekonomi

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

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

Sebelum pajak (ROI_b) = 72,81%

Setelah pajak (ROI_a) = 50,97%

2. *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

Sebelum pajak (POT_b) = 1,22 tahun

Setelah pajak (POT_a) = 1,67 tahun

3. *Percent Profit on Sales (POS)*

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

Sebelum pajak (POS_b) = 5.37%

Sebelum pajak (POS_b) = 3.76%

4. *Break Event Point (BEP)*Tabel X. 8 *Fixed Cost (Fa)*

N0	Jenis	Biaya (Rp)
1	Depresiasi	29.825.830.318,54
2	<i>Property Taxes</i>	6.627.962.293,01
3	Asuransi	16.569.905.732,52
Total Nilai Fa		53.023.698.344,07

Tabel X. 9 *Regulated Cost (Ra)*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	Gaji Karyawan	16.615.200.000,00
2	<i>Payroll Overhead</i>	2.492.280.000,00
3	<i>Supervision</i>	1.661.520.000,00
4	Laboratorium	1.827.672.000,00
5	<i>General Expense</i>	910.908.568.318,65
6	<i>Maintenance</i>	23.197.868.025,53
7	<i>Plant Supplies</i>	3.479.680.203,83
Total Nilai Ra		960.182.788.548,01

Tabel X. 10 *Variabel Cost (Va)*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	2.530.580.248.140,04
2	<i>Packaging and Shipping</i>	448.910.995.500,00
3	Utilitas	65.596.555.422,40
4	<i>Royalty & Patent</i>	179.564.398.200,00
Total Nilai Va		3.224.652.197.262,44

Sales (Sa) = Rp. 4.489.109.955.000,00

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

BEP = 58 %

5. *Shut Down Point (SDP)*

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

SDP = 48,63 %

6. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Umur Pabrik = 10 tahun

Salvage Value = Rp. 33.139.811.465,05

Cash Flow = *Annual profit* + *Depresiasai* + *Finance*

= Rp. 425.632.857.061,85

Working Capital = Rp. 696.907.752.143,31

Fixed Capital Investment = Rp 331.398.114.650,45

Persamaan DCFR

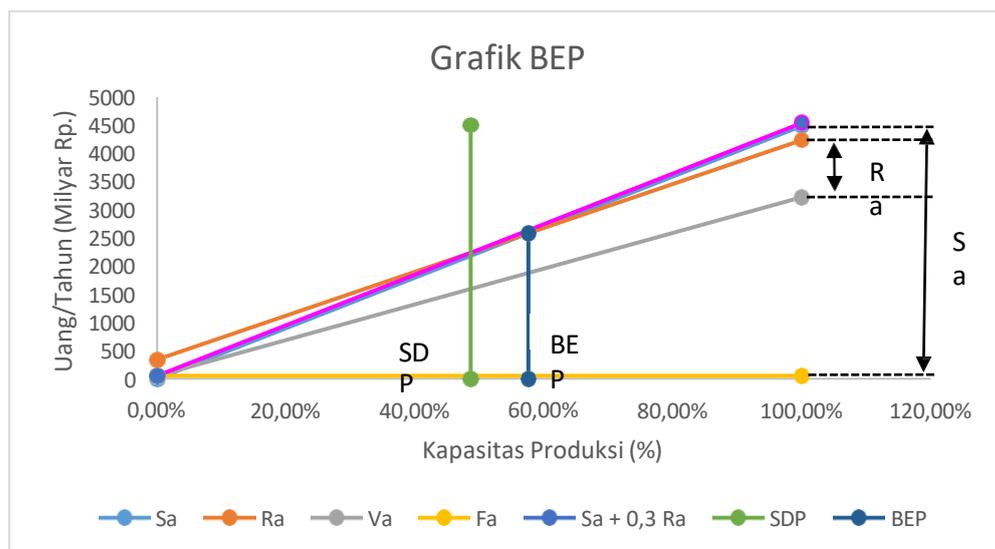
$$(FC+WC)(1+i)^N = CF\sum_{n=N-1}^N(1+i)^N + WC + SV$$

DCFR dihitung dengan cara *trial and error*

Tabel X. 11 Trial and Error Nilai i

nilai i	R	S	R-S
1,0000	1052985207596810,00	436152460337880,00	616832747258933,00
0,9000	630461140259805,00	290210816405022,00	340250323854783,00
0,8000	367153239633232,00	190161527331490,00	176991712301742,00
0,7000	207305835525215,00	122703892577430,00	84601942947784,80
0,6000	113063425745002,00	78018705385675,90	35044720359326,30
0,4100	31929277903167,10	31929277903167,10	0,0000

Jadi diperoleh $i = 41,00\%$



Gambar X. 2 Grafik Analisa Kelayakan Ekonomi

Keterangan :

Fa = Biaya Tetap (*Fixed Cost*)

Va = Biaya Variabel (*Variable Cost*)

Ra = Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)

Sa = Penjualan (*Sales*)

BEP = Titik Impas (*Break Even Point*)

SDP = *Shut Down Point*

BAB X

KESIMPULAN

Dengan memperhatikan baik dari tinjauan proses, kondisi operasi, sifat bahan baku dan produk utama, maka Pabrik *Biphenyl* dengan kapasitas produksi 145.000 ton/ tahun termasuk pabrik beresiko tinggi. Berdasarkan evaluasi ekonomi pabrik ini, diperoleh hasil sebagai berikut:

1. *Return of Investment* (ROI)
 - a. ROI sebelum pajak : 72,81%
 - b. ROI setelah pajak : 50,97%
2. *Pay Out Time* (POT)
 - a. POT sebelum pajak : 1,22 tahun
 - b. POT setelah pajak : 1,67 tahun.
3. *Break Event Point* (BEP) tercapai pada kapasitas produksi 58%. Syarat umum BEP menarik 40 – 60%
4. *Shut Down Point* (SDP) tercapai pada 48,63%
5. *Discount Cash Flow Rate* (DCFR) 41,00 %

Dari hasil evaluasi ekonomi di atas, maka dapat disimpulkan bahwa Pabrik *Biphenyl* dengan kapasitas produksi 145.000 ton / tahun ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. (2022). *Daftar Harga Bahan Baku dan Produk*. www.alibaba.com. Alibaba, diakses pada 9 Januari 2024.
- Aries, R.S. and Newton, R.D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimastion*. New York : McGraw Hill Handbook Co.
- Badan Pusat Statistik. (2022). *Data Impor Indonesia*. BPS Indonesia Tersedia [Online]: <https://www.bps.go.id>. Diakses pada 27 Juli 2023.
- Brown, G.G. (1978). “*Unit Operation*”, John Willey and Sons Inc., New York. Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1989, “*Chemical Engineering*”, vol 6., Pergamon Press, Oxford.
- Brownell, L.E. and Young, E.H. (1959). *Process Equipment Design*. New York : John Wiley and Sons, Inc.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F. (1983). *Chemical Equipment Design*. New York : John Wiley and Sons, Inc.
- Dasgupta, R., & Maitl, B. R. (1986). Thermal Dehydrocondensation of Benzene to Diphenyl in a Nonisothermal Flow Reactor. *Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development*, 25(2), 381–386. <https://doi.org/10.1021/i200033a007>
- Deswandi, R, 2021. *Mengenal Senyawa Polychlorinated Biphenyls: Karakteristik, Sejarah, Produksi dan Pemanfaatannya*. Diakses pada tanggal: 13 Maret 2023, <https://hyprowira.com/blog/Mengenal-Senyawa-Polychlorinated-Biphenyls-:-Karakteristik,-Sejarah,-Produksi-dan-Pemanfaatannya->
- Ecoverse Indonesia Lestari, 2020. *Polychlorinated Biphenyls: Warisan Racun Masa Lalu, Beban Lingkungan Masa Kini*. Diakses pada tanggal: 13 Maret 2023, [Polychlorinated Biphenyls, Racun Masa Lalu – Ecoverse Indonesia Lestari](https://www.ecoverseindonesia.com/berita/Polychlorinated-Biphenyls-Racun-Masa-Lalu-%E2%80%93-Ecoverse-Indonesia-Lestari)
- Geankoplis, Cristie. J. (1993). “*Transport Processes Unit Operation*”, 3ed, Prentice-Hall International, Inc, United States of America.
- Imam khasani, S. (1988). *Lembar Data Keselamatan Bahan Lembar Data Keselamatan Bahan*. *Smart Lab*, 0(1907), 1–6. http://smartlab.co.id/assets/pdf/MSDS_POTASSIUM_CHLORIDE_SOLUTION_3.pdf

- International Agency for Research on Cancer , 2012. *Chemical Agents and Related Occupations. France: International Agency for Research on Cancer*
- Kern, D. Q. (1996). I. *Process Heat Transfer. In Process, Enhanced, and Multiphase Heat Transfer*. <https://doi.org/10.1615/978-1-56700-079-5.82>
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F (1952). *Encyclopedia of Chemical Technology, Vol 3, 5th edition*. New York : John Wiley and Sons.
- Levenspiel. (1999). *Chemical Reaction Engineering, 3rd edition*. New York : John Willey and Sons.
- Matche. (2023). *Daftar Harga Alat-Alat Produksi*. www.matche.com. Matche, diakses pada 8 Januari 2024.
- Number, P. (2023). *Biphenyl. 1907*, 1–10.
- Perry, R.H and Green, D.W. (2008). *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition*.
- Produk, N., & Darurat, N. T. (2022). *Benzil Klorida Msynth® plus. Kategori 2*, 1–12.
- Raymond, E. *Encyclopedia of Chemical Technology*. Vol 5.
- SmartLab. (2021). Lembar Data Keselamatan Bahan Hydrogen Peroxide Solution 30%. *Phase Equilibria in Binary Halides, 1907*, 316–328.
- Vannes, S. (1931). Steam tables. *Appendix F Steam Tables, 127(3192)*, 36.
- Williams, W. H. (1933). *Process For Making Diphenyl* (Patent No. 514,450).
- World Health Organization, 2010. *Preventing Disease Healthy Envinronments. Exposure to Benzene: A Major Public Health Concern*. Diakses pada tanggal: 13 Maret 2023, <https://www.who.int/ipcs/features/benzene.pdf>
- Yaws, C.L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw Hill Company

LAMPIRAN A

REAKTOR

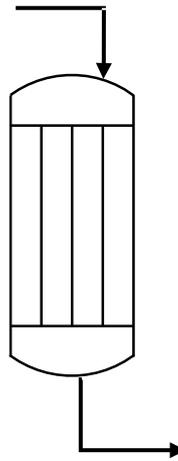
Jenis : Reaktor Alir Pipa

Fungsi : Mereaksikan C₆H₆ dalam fase gas sehingga menghasilkan C₁₂H₁₀

Kondisi Operasi :

Suhu : 375°C

Tekanan : 2 atm



Gambar A.1 Reaktor (R-01)

Reaksi yang terjadi :



Konversi : 90%

Tabel A.1 Komposisi Bahan Masuk Reaktor

Komponen	Masuk			
	Arus 4		Recycle Fd-01 (arus 10)	
	Kg/jam	Kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
H ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₆ H ₆	18491,6975	237,0730	0,0000	0,0000
C ₇ H ₈ (LK)	45,8267	0,4981	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₁₀ (HK)	54,7941	0,3558	216,6435	1,4068
Subtotal	18592,3184		216,6435	
Total	18808,9619			

Langkah Perhitungan

1. Penyusun Persamaan matematis
2. Persamaan pendukung
3. Penyelesaian persamaan matematis
4. Perhitungan pelengkap

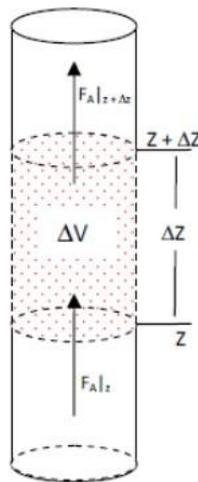
Asumsi :

1. Reaktor bekerja pada kondisi tunak
2. Tidak terjadi gradient konsentrasi ke arah radial
3. Aliran dalam Reaktor mengikuti aliran sumbat
4. Jenis reactor merupakan reactor alir pipa multitube, dikarenakan suhu yang digunakan terlalu tinggi.

1. Penyusunan Persamaan Matematis

Dihitung dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas dalam volume ΔV . Sebagai pereaksi pembatas dipilih C_6H_6

- a. Neraca massa C_6H_6 pada elemen volume ΔV



Gambar A.02 Neraca Massa Pada Elemen volume

$F_{A|z}$ = Kecepatan massa C_6H_6 masuk pada elemen volume $e \Delta V$, (kmol/s)

$F_{A|z+\Delta z}$ = Kecepatan massa C_6H_6 keluar pada elemen volume ΔV , (kmol/s)

Δz = Panjang pipa pada elemen volume, (m)

ΔV = Elemen volume, (m^3)

Neraca massa :

Kecepatan massa masuk – kecepatan massa keluar + kecepatan massa yang bereaksi dalam elemen volume = akumulasi

Pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$FA|_Z - FA|_{Z+\Delta Z} + (-r_A) \cdot \Delta V = 0$$

$$FA|_Z - FA|_{Z+\Delta Z} = -(-r_A) \cdot \Delta V$$

Dimana

$$\Delta V = A \cdot \Delta z$$

$$A = \frac{\pi \cdot ID^2}{4}$$

Maka Persamaan menjadi

$$FA|_Z - FA|_{Z+\Delta Z} = -(-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \cdot \Delta z$$

$$\frac{FA|_Z - FA|_{Z+\Delta Z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4}$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{FA|_Z - FA|_{Z+\Delta Z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4}$$

$$\frac{-dFA}{dz} = -(-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4}$$

Dimana :

$$FA = FA_0 (1 - X_A)$$

sehingga persamaan menjadi

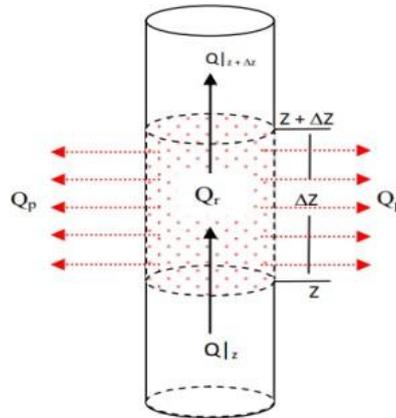
$$\frac{-dFA_0(1 - X_A)}{dz} = -(-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4}$$

$$\frac{FA_0 \cdot dX_A}{dz} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4}$$

$$\frac{FA_0 \cdot dX_A}{dz} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4}$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot ID^2}{4 \cdot FA_0} \dots \dots \dots (1)$$

b. Neraca panas dalam elemen volume



Gambar A.3 Neraca Panas pada elemen Volume

Keterangan :

$Q|z$ = Kecepatan panas komponen masuk pada elemen volume ΔV ,
(kJ/s)

$Q|z+\Delta z$ = Kecepatan panas komponen keluar pada elemen volume ΔV ,
(kJ/s)

Q_r = Panas yang timbul karena reaksi dalam elemen volume ΔV ,
(kJ/s)

Q_p = Panas yang diserap pendingin dalam elemen volume ΔV ,
(kJ/s)

Δz = Panjang pipa pada elemen volume ΔV , (m)

Kecepatan panas masuk - kecepatan panas keluar + panas yang dalam sistem - perpindahan panas dalam sistem = akumulasi

$$\frac{Q|_z - Q|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} + Ud \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{Q|_z - Q|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} + Ud \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p)$$

$$\frac{-dQ}{dz} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} + Ud \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p)$$

Dimana :

$$Q = \Sigma F_i \cdot Cp_{gi}(T_g - T_{reff})$$

$$\frac{d\Sigma F_i \cdot Cp_{gi}(T_g - T_{reff})}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} - Ud \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p)$$

$$Q|_z - Q|_{z+\Delta z} + Q_R + Q_P = 0$$

$$Q|_z - Q|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \Delta V - Ud \cdot A \cdot (T_g - T_p) = 0$$

$$Q|_z - Q|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot A \cdot \Delta z - Ud \cdot A \cdot (T_g - T_p) = 0$$

$$Q|_z - Q|_{z+\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \cdot \Delta z + Ud \cdot \pi \cdot OD$$

Dimana:

$$Q = \Sigma F_i \cdot Cp_{gi}(T_g - T_{reff})$$

$$\frac{d\Sigma F_i \cdot Cp_{gi}(T_g - T_{reff})}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} - Ud \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p)$$

Jika $\Sigma F_i \cdot Cp_{gi}$ dianggap tetap, maka persamaan neraca panas menjadi :

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} - Ud \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p)}{\Sigma F_i \cdot Cp_{gi}} \dots \dots \dots (2)$$

c. Neraca panas untuk media pemanas

Neraca Panas :

Kecepatan panas masuk - kecepatan panas keluar + perpindahan kalor dalam sistem = akumulasi

$$Q_p|_z - Q_p|_{z+\Delta z} + Q_P = 0$$

$$Q_p|_z - Q_p|_{z+\Delta z} + Ud \cdot A \cdot (T_g - T_p) \cdot np = 0$$

$$Q_p|_z - Q_p|_{z+\Delta z} = -Ud \cdot \pi \cdot OD \cdot \Delta z \cdot (T_g - T_p) \cdot np$$

$$\frac{Q_p|_z - Q_p|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -Ud \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p) \cdot np$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{Q_p|_z - Q_p|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -Ud \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p) \cdot np$$

$$-\frac{dQ_p}{dz} = -Ud \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p) \cdot np$$

Dimana :

$$Q_p = \Sigma F_p \cdot C_{p_p}(T_p - T_{\text{reff}})$$

$$\frac{d\Sigma F_p \cdot C_{p_p}(T_p - T_{\text{reff}})}{dz} = U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p) \cdot n_p$$

Jika $\Sigma F_p \times C_{p_p}$ dianggap tetap, maka persamaan matematis menjadi :

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p) \cdot n_p}{F_p \cdot C_{p_p}} \dots \dots \dots (3)$$

2. Kondisi Umpan Reaktor

Data untuk perhitungan kecepatan volumetric umpan

Umpan masuk reaktor = 18592,31843 kg/jam

Densitas campuran = 1169,60145 kg/m³

Laju volume umpan = 0,633477875 m³

T = 375°C

Laju alir mol umpan = 237,9269684 kmol/jam

a. Menghitung Bilangan Reynold

$$\frac{\rho \cdot v \cdot d}{\mu}$$

Bilangan Reynold = 30,3980

Dengan waktu tinggal yaitu :

$$\frac{V}{F_v}$$

Waktu tinggal = 4578,28402 s

3. Menentukan Kebutuhan Tebal Pipa

Dari buku Kern table 11, didapatkan data :

Dnom = 24 in = 0,6096 m

ID = 23,25 in = 0,5906 m

OD = 24 in = 0,6096 m

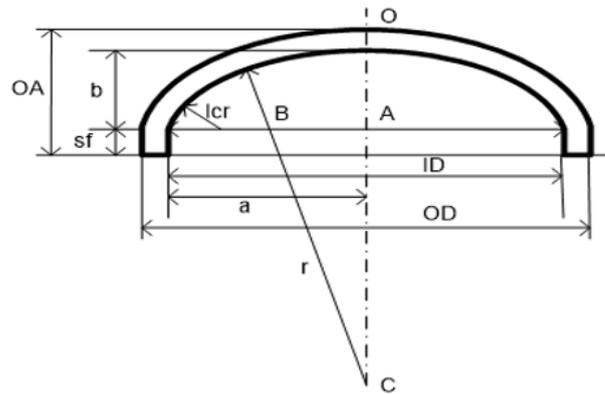
ts = 20 in = 0,5080 m

r = 12 in = 0,3048 m

4. Menghitung Tebal Head Reaktor

Bahan yang digunakan = *Stainless Steel Grade 321*

Head yang digunakan = *Ellipsoidal*

Gambar A.3 Bentuk *Head* reaktor

Keterangan :

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

OD= 24 in = 0,6096 m

ts = 20 in = 0,5080 m

$$tH = \frac{p \cdot ID_s}{2 \cdot f \cdot E - \Phi} + C$$

Diperoleh :

Tebal head = 0,125023052 in

Spesifikasi :

r = 12 in = 0,3048 m

icr = 4 1/8 in = 0,1048 m

Berdasarkan *table 5.4* Brownell and Young diketahui standar *Straight Flange* (sf) = 1,5 - 3 in

Diambil sf = 3 in = 0,0762 m

icr = 0,1048 m

a = 0,152400305 m

AB = 0,047600305 m

$$AC = 0,1943 \text{ m}$$

$$BC = 0,2000 \text{ m}$$

$$b = 0,1105 \text{ m}$$

5. Menghitung Tinggi Head Reaktor

$$hH = th + b + sf$$

$$hH = 7,4773 \text{ in} = 0,1899 \text{ m}$$

6. Menghitung Panjang Reaktor

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$L = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$L = 2,3139 \text{ m}$$

7. Menghitung Isolator

$$\varepsilon = 0,9 \quad (\text{Kern})$$

$$\text{sifat fisis pada suhu } T_f = 308,15 \text{ K}$$

$$k = 0,43 \text{ w.m/k} \quad (\text{Kern})$$

$$L = 2,3139 \text{ m}$$

$$T_i \text{ (suhu permukaan luar)} = 313,15 \text{ K} \quad =$$

$$T_u \text{ (suhu udara lingkungan)} = 303,15 \text{ K}$$

8. Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor

$$hc = 0.25 (T_i - T_u)^{0.25}$$

Dimana :

hc adalah koefisien perpindahan kalor secara konveksi (Btu/jam.ft².F)

$$hc = 0,5149 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.F} = 0,0029 \text{ KJ/m}^2\text{.s.K}$$

$$k_1 = 0,08 \text{ KJ/m}^2\text{.s.K}$$

$$k_2 = 0,43 \text{ J/m}^2\text{.s.K} = 0,00043 \text{ KJ/m}^2\text{.s.K}$$

9. Menghitung Laju Perpindahan Panas

$$q_c = hc \times (T_i - T_u)$$

$$q_c = 0,0292 \text{ KJ/m}^2\text{.s}$$

10. Menghitung Tebal Isolator

$$q_c = \frac{T_i - T_u}{\frac{x_s}{k_1} + \frac{x_t}{k_2}}$$

Dimana :

$$x_s = 0,5080 \text{ m}$$

k_1 = konduktivitas termal baja

k_2 = konduktivitas termal isolator

X_i = tebal isolator

$$X_i = 0,1446 \text{ m}$$

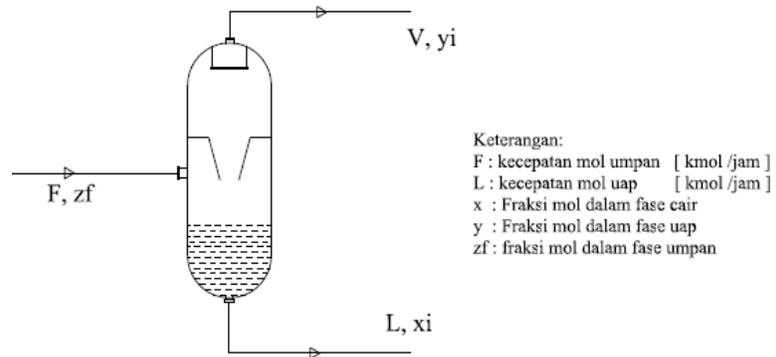
11. Menghitung Q loss

$$X_i + q_c = 0,1738 \text{ KJ/m.s}$$

LAMPIRAN B

FLASH DRUM

Fungsi : Memisahkan hasil produk dari Separator-02 berupa $C_6H_6, C_7H_8, C_{12}H_{10}$



Gambar B.1 Flash Drum

1. NERACA MASSA

Tabel B 1. Neraca Massa Flash Drum

Komponen	BM	Masuk	
		Arus 13	
	Kg/kmol	Kg/jam	Kmol/jam
H ₂	2	0.0000	0.0000
C ₆ H ₆	78	5.0643	0.0649
C ₇ H ₈	92	45.8267	0.4981
C ₁₂ H ₁₀	154	18521.0627	120.2666
Subtotal		18571.9538	
Total		18571.9538	

Kondisi suatu campuran dapat diketahui dengan persamaan Raoult – Dalton

$$y_i = k_i \times x_i \text{ atau } x_i = \frac{y_i}{k_i}$$

Nilai konstanta kesetimbangan (K) dapat dihitung dengan persamaan

$$K = P^{sat}/P$$

Dengan:

K = Konstanta kesetimbangan fase uap-cair

P = Tekanan operasi, mmHg

$$P^{sat} = \log_{10} P^{sat} = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Tabel B 2. Data Vapor Pressure

Komponen	A	B	C	D	E
C ₆ H ₆	31.7718	-2.73E+03	-8.44E+00	-5.35E-09	2.72E-06
C ₁₂ H ₁₀	53.0479	-5.35E+03	-1.50E+01	2.10E-09	2.43E-06
H ₂	3.4132	-4.13E+01	1.09E+00	-6.69E-10	1.46E-04
C ₇ H ₈	34.0775	-3.04E+03	-9.16E+00	1.03E-11	2.70E-06

(Yaws,1999)

2. Komposisi Keluar

Melakukan Trial dan Error pada P dan rasio L/F

Temperatur = 95,45oC = 368,60 K

Tekanan = 1,1 atm = 836 mmHg

Dari buku Smith Vannes, Vapour Liquid Separation, Hal 344 didapatkan rumus

Duhem :

- a. Neraca Massa

$$\text{Total : } F = V + L$$

$$\text{Komponen : } z_{fi} = y_i \times V + x_i \times L \quad \dots(1)$$

- b. Kesetimbangan

$$y_i = K_i \times x_i \quad \dots(2)$$

$$K_i = \frac{P_{i0}}{P}$$

- c. Neraca Panas

$$F \times h_f + Q = V \times H_v + L \times h_l$$

Substitusi persamaan (2) ke dalam persamaan (1)

$$z_{fi} \times F = K_i \times x_i \times V + x_i \times L$$

$$z_{fi} \times F = x_i \times L \left(\frac{V}{L} \times K_i + 1 \right)$$

$$x_i \times L = \frac{z_{fi} \times F}{\left(\frac{V}{L} \times K_i + 1 \right)}$$

$$\sum x_i \times L = \sum \frac{z_{fi} \times F}{\left(\frac{V}{L} \times K_i + 1 \right)}$$

$$L = \sum \frac{Z_{fi} \times F}{(L \times K_i + 1)}$$

$$x_i = \frac{F \times Z_i}{(L + V \times K_1)}$$

$$\text{Dimana : } S_i = K_i \times \frac{V}{L}$$

$$\text{Sehingga : } L = \sum \frac{Z_i \times F}{(S_i + 1)}$$

Trial L/F = 0,70

Tabel B.3. Kestimbangan pada *Flash Drum*

Komponen	z _i	F.z _i	P _o	K	y _i .k _i	x _i	y _i
	fraksi umpan	kmol/jam	mmHg	P _o /P		pers 4	pers 2
C ₆ H ₆	0.0005	0.0649	23780.0833	31.2896	0.0237	0.0000	0.0008
C ₇ H ₈	0.0041	0.4981	13415.6340	17.6522	0.1015	0.0003	0.0057
C ₁₂ H ₁₀	0.9953	120.2666	747.5046	0.9836	0.9741	1.0069	0.9904
Total	1.0000	120.8297	37943.2220	49.9253	1.0993	1.0073	0.9969

Dirancangkan perhitungan trial suhu dan tekanan yang diharapkan komponen C₆H₆ dan C₇H₈ dan sedikit C₁₂H₁₀ menguap semuanya menjadi hasil atas dari Flash Drum karena memiliki titik didih campuran yang berbeda jauh antara campuran C₆H₆ dan C₇H₈ dengan titik didih antara campuran C₁₂H₁₀ pada tekanan 1,1 atm. Dan dari keduanya memiliki perbedaan nilai K yang besar antara komponen campuran C₆H₆ dan C₇H₈ jika dibandingkan dengan komponen C₁₂H₁₀. Oleh karena itu diasumsikan seluruh komponen campuran C₆H₆, C₇H₈, dan Sedikit C₁₂H₁₀ menjadi hasil atas dari Flash Drum. Sehingga didapatkan neraca masa keseluruhan di Flash Drum sebagai berikut:

Tabel B.4. Neraca Massa Masuk dan Keluar Flash Drum

Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		Arus 13		Arus 14		Arus 15	
	Kg/kmol	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
H ₂	2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C ₆ H ₆	78	5.0643	0.0649	1.3675	0.0175	3.6969	0.0474
C ₇ H ₈	92	45.8267	0.4981	7.9280	0.0862	37.8988	0.4119
C ₁₂ H ₁₀	154	18521.0627	120.2666	216.6435	1.4068	18304.4192	118.8599
Subtotal		18571.9538		225.9390		18346.01482	
Total		18571.9538		18571.9538			

3. Neraca Panas

Tabel B. 5 Data Cp Cair

Komponen	A	B	C	D
C ₆ H ₆	-31.662	1.30E+00	-3.61E-03	3.82E-06
C ₇ H ₈	83.703	5.17E-01	-1.49E-03	1.97E-06
C ₁₂ H ₁₀	27.519	1.54E+00	3.16E-03	2.58E-06

$$\text{Int } C_p = A (T - T_r) + B/2 (T^2 - T_r^2) + C/3 (T^3 - T_r^3) + D/4 (T^4 - T_r^4)$$

Panas Untuk penurunan suhu dari 259.5157713°C ke 25°C

$$T = 259.5157713^\circ\text{C} \quad 532.6657713^\circ\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} \quad 298^\circ\text{K}$$

Tabel B.6 Panas Penurunan Suhu

Komponen	Cp.dT	Fm		Fm.Cp.dT
	J/mol.K	kmol/jam	mol/jam	J/jam.K
C ₆ H ₆	-3.92E+04	0.06492746	64.9275	-2.54E+03
C ₇ H ₈	-4.38E+04	0.49811684	498.1168	-2.18E+04
C ₁₂ H ₁₀	-3.35E+05	120.266641	120266.6411	-4.03E+07
Total		120.829685	120829.6854	-4.03E+07

Panas penurunan suhu umpan total

$$Q_c = -40325175.88 \text{ j/hr} \quad -9637.948347 \text{ kkal/hr}$$

Panas untuk kenaikan suhu dari 25°C ke 259.5157713°C

$$T = 259.5157713^\circ\text{C} \quad 532.6657713^\circ\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} \quad 298^\circ\text{K}$$

Tabel B.7 Panas kenaikan suhu

Komponen	Cp.dT	Fm		Fm.Cp.dT
	J/mol.K	kmol/jam	mol/jam	J/jam.K
C6H6	3.92E+04	0.0649	64.9275	2.54E+03
C7H8	4.38E+04	0.4981	498.1168	2.18E+04
C12H10	3.35E+05	120.2666	120266.6411	4.03E+07
Total		120.8297	120829.6854	4.03E+07

$$Q_h = 40325175.88 \text{ j/hr} \quad 9367.948347 \text{ kkal/hr}$$

Panas reaksi total

$$(\Delta H_r)_A = Q_c + Q_h = 0.0000 \text{ j/hr}$$

$$\text{Kkal } 4184 \text{ joule} \quad 0.000 \text{ kkal}$$

Tabel B.8 Neraca Panas Total

Komponen	Masuk	Keluar
	kkal/hr	kkal/hr
Umpan	9637.9483	
Produk		9637.9483
Pemanas		0.0000
Total	9637.9483	9637.94835

Tabel B.9 Data Mencari Densitas

Komponen	BM	Umpan		uap		cair	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C6H6	78	5.0643	0.064927455	4.9937	0.064021915	0.0706	0.000905541
C7H8	92	45.8267	0.498116836	44.7121	0.486000697	1.1147	0.012116139
C12H10	154	18521.0627	120.2666411	12936.0413	84.000268	5585.0215	36.26637306
Sub total		18571.9538	120.8296854	12985.7470	84.55029062	5586.2068	36.27939474
total		18571.9538		18571.9538			

Komponen	Xi	Yi	Xi.BM	Yi.BM
	kmol/jam	kmol/jam		
C6H6	0.0000	0.0008	0.001946895	0.059062001
C7H8	0.0003	0.0057	0.03072501	0.528822123
C12H10	0.9996	0.9935	153.9447251	152.9981882

Data densitas yaws 1999

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

Komponen	A	B	n	T _c	T	ρ (g/ml)	ρ (Kg/m ³)	V
C ₆ H ₆	0.3009	0.2677	0.0149	562.16	532.6657713	1.0622	1062.1846	5379.265818
C ₇ H ₈	0.29999	0.27108	0.0105	591.79	532.6657713	1.0728	1072.8051	49163.17055
C ₁₂ H ₁₀	0.30766	0.25375	0.0155	789.26	532.6657713	1.1840	1184.0020	21928976.02

Komponen	X _i	X _i ·ρ	Y _i	Y _i ·ρ
		Kg/m ³		Kg/m ³
C ₆ H ₆	0.0000	0.0265	0.0008	0.8040
C ₇ H ₈	0.0003	0.3583	0.0057	6.1643
C ₁₂ H ₁₀	0.9996	1183.5771	0.9931	1175.8758
Total		1183.9619		1182.8441

Umpan Gas

Konstanta gas = 0.08206 L atm/kmol.k

Densitas Gas = P/(R*T)

$$= 3.865077588 \text{ kg/L}$$

$$= 3865.08 \text{ kg/m}^3$$

4. Logaritma Perhitungan Dimensi Flash Drum

Data : Uap : $V_w = 12940.7061 \text{ kg/jam}$

$$\rho V = 3865.0776 \text{ kg/m}^3$$

Cair : $L_w = 5580.3278 \text{ kg/jam}$

$$\rho_l = 1183.9619 \text{ kg/m}^3$$

1. Mencari *maximum Design Vapor Velocity*

$$U_v = 0,035 \sqrt{\frac{r_l}{r_v}} = 0,0194$$

2. Laju alir volumetrik uap (V)

$$Q_v = \frac{V_w}{(3600 \times \rho)} = 0.0009 \text{ m}^3/\text{detik}$$

3. Luas tampang drum

$$A = \frac{Q_v}{U_v} = 0,0480 \text{ m}^2$$

4. Diameter drum

$$D = \sqrt{\frac{4A}{3,14}} = 0,2473 \text{ dipilih } D = 1 \text{ m}$$

5. Disengagement space

$$H_v = 1,5D = 1,5 \text{ m}$$

6. Laju alir cairan

$$Q_l = \frac{L_w}{(3600 \times \rho l)} = 0,0013 \text{ m}^3/\text{detik}$$

7. Hold up cairan = 1 menit

8. Volume Cairan

$$V_l = Q_l \times t = 0,0786 \text{ m}^3$$

9. Tinggi Cairan

$$H_l = \frac{V}{A} = 1,6362 \text{ m}$$

$$\text{Jarak } \textit{feed nozzle} \text{ dengan permukaan cairan} = 30 \text{ in} = 0,762 \text{ m}$$

10. Tinggi total drum

$$H = H_l + H_v + nf = 3,8982 \text{ m}$$

$$\text{Cek } H/D = 3,8982 \text{ m}$$

$$H/D : 3- 5 \longrightarrow \text{terpenuhi}$$

a. Menentukan tebal *shell*

$$D_i = 1 \text{ mm}$$

$$P_i = 1,21 \text{ atm}$$

$$P_i = 0,1226 \text{ N/mm}^2$$

Jenis bahan yang digunakan adalah : SA-249 Tp 317 dengan kandungan 18 Cr-13 Ni-4Mo

$$S = 1600$$

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

$$E = 0,85$$

$$C = 2 \text{ mm}$$

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

$$t = 2.5561 \text{ mm}$$

Desain Tebal Head atau Liquid, Coulson Vol, 6 (2008)

1. Mencoba *Hemispherical Heads*

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

$$t = 2,3269$$

2. Mencoba *Ellipsoidal Heads*

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 0,2P_i}$$

$$t = 2,6538$$

3. Mencoba *Torispherical Heads*

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 0,2P_i}$$

$$t = 3,1573$$

4. Mencoba *Flats end*

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 0,2P_i}$$

$$t = 32,7355$$

Sehingga : dipilih *Ellipsoidal Heads*

$$\text{Tangki} = 2,5561 \text{ mm } 0,1006 \text{ inch}$$

$$t \text{ head} = 2,6538 \text{ mm } 0,1045 \text{ inch}$$

$$t \text{ liquid} = 2,6538 \text{ mm } 0,1045 \text{ inch}$$

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

b. Menghitung tinggi *head/liquid*

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.	
$\frac{3}{16}$	$1\frac{1}{2}$ - $2\frac{1}{4}$	2	3" for 60" diam
$\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ - $2\frac{1}{4}$	3	3" for 60" diam
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{2}$ - 3	$3\frac{1}{2}$	3" for 96" + 10" diam
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ - 3	$4\frac{1}{2}$	3" for 126" diam
$\frac{7}{16}$	$1\frac{1}{2}$ - $3\frac{1}{2}$	6	4" for 132" - 144" diam $3\frac{1}{2}$ " for 156" diam

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.	
$\frac{3}{16}$	$1\frac{1}{2}$ - $2\frac{1}{4}$	2	3" for 60" diam
$\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ - $2\frac{1}{4}$	3	3" for 60" diam
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{2}$ - 3	$3\frac{1}{2}$	3" for 96" + 10" diam
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ - 3	$4\frac{1}{2}$	3" for 126" diam
$\frac{7}{16}$	$1\frac{1}{2}$ - $3\frac{1}{2}$	6	4" for 132" - 144" diam $3\frac{1}{2}$ " for 156" diam

Tabel B.10 Tinggi *Head/liquid*

Karakteristik			satuan
straight flange (sf) = 1,5 - 2.25			1.5 inch
	dipilih sf =		1.5
OD head =	ID vessel + 2. tebal tangki	39.74507874	inchi
	OD standart =	40	inchi
	icr =	2.5	inchi
	r =	40	inchi
BC =	r - icr =	37.5	inchi
AB =	(ID/2) - icr =	17.18503937	inchi
AC =	$(BC^2 - AB^2)^{0,5} =$	33.33053288	inchi
b =	r - AC =	6.669467123	inchi
	Tinggi head (OA) =	tebal head + b + sf	

c. Menghitung luas permukaan dinding luar

$$\text{dinding vessel} = \pi (D + 2 t_h) H$$

$$= 12.3569 \text{ m}^2$$

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

$$= 1,9521 \text{ m}^2$$

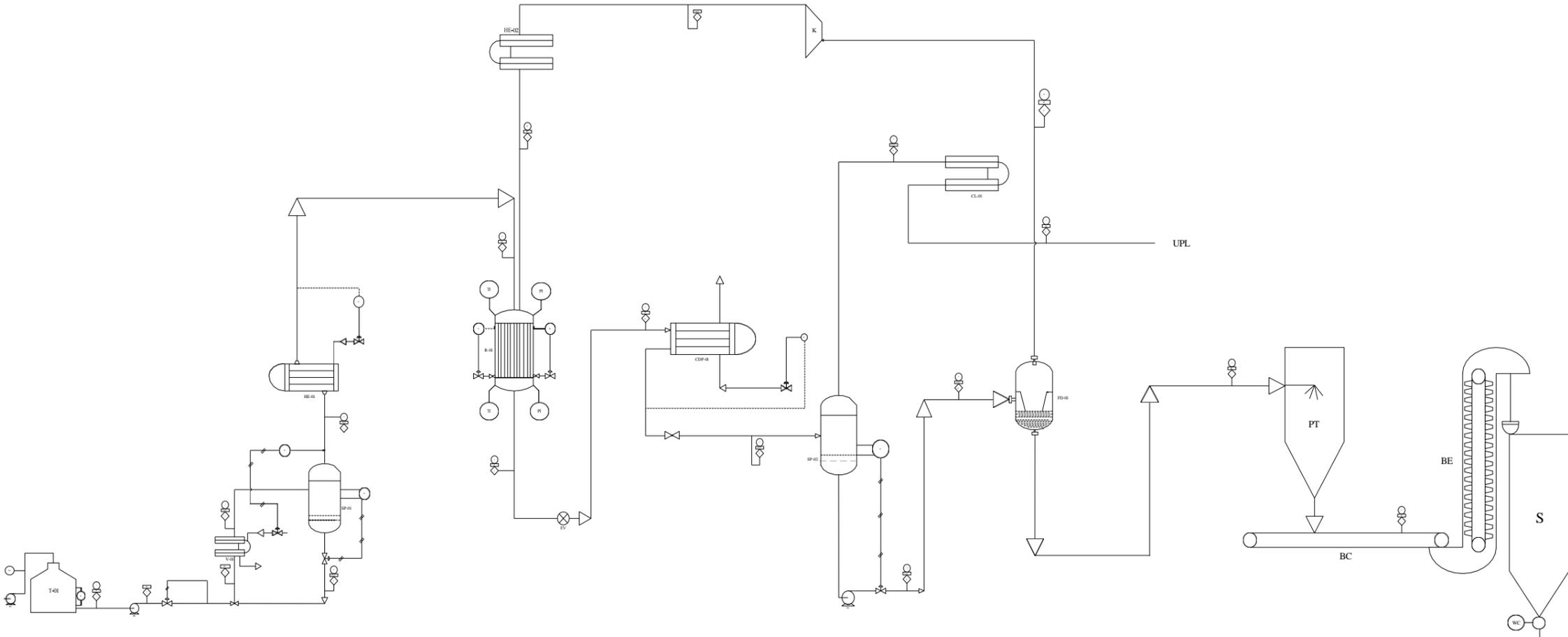
$$\text{Luas total} = 14,3089 \text{ m}^2$$

$$\text{tinggi total} = H$$

$$= 4,3227 \text{ m}$$

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA BIPHENYL DARI BENZENE DENGAN KAPASITAS 145.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor arus (Kg/jam)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H2	-	-	-	-	237,6455	237,6455	237,6455	-	-	-	-
C6H6	23166,4122	23212,8379	46,4257	18536,3530	187,2359	187,2359	-	187,2359	-	187,2359	-
C7H8	54,6490	54,7585	0,1095	45,9374	48,7849	48,7849	-	48,7849	45,9375	2,8474	45,9375
C12H10	-	-	-	54,9265	18540,3980	18540,3980	-	18540,3980	18353,6335	186,7645	18353,6335
Total	23221,06116	23267,59635	46,5351927	18637,21689	19014,0643	19014,0643	237,6455	18776,4187	18399,5709	376,8478	18399,5709

ALAT	KETERANGAN
T	Tangki
V	Vaporizer
HE	Heater
R	Reaktor
CDP	Condenssor Parcial
SP	Separator
FD	Flash Drum
K	Kompresor
PT	Prilling Tower
BE	Bucket Elevator
BC	Belt Conveyor
EV	Expansion Valve
P	Pompa
S	Silo
CL	Cooler

SIMBOL	KETERANGAN
○	Nomor Arus
□	Suhu, C
◇	Tekanan, atm
—	Pipa
—//—	Udara Tekan
- - - - -	Listrik

	<p>JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN YOGYAKARTA</p>
	<p>PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK KIMIA BIPHENYL DARI BENZENE DENGAN KAPASITAS 145.000 TON/TAHUN</p>
<p>Disusun Oleh :</p> <p>Safira Izza Gusti Zarni (1900020061) Sheila Rahmah Aprilla (1900020103)</p>	
<p>Dosen Pembimbing :</p> <p>Dr. Endah Sulistiawati, S.T., M.T., IPM.</p>	