

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA FENOL DARI KUMENA
HIDROPEROKSIDA MENGGUNAKAN KATALIS ASAM SULFAT
KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN**

Laporan Skripsi ini disusun sebagai salah satu

Syarat untuk mendapat gelar sarjana



Disusun Oleh :

Hasna Aeska Khoirunnisa (2000020007)

Rizka Septiana Zhirmayanti (2000020018)

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

2024

HALAMAN PERSETUJUAN

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA FENOL DARI KUMENA
HIDROPEROKSIDA MENGGUNAKAN KATALIS ASAM SULFAT
KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN**

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh:

Hasna Aeska Khoirunnisa (2000020007)

Rizka Septiana Zhirmayanti (2000020018)

Telah disetujui oleh

Dosen pembimbing skripsi Program Studi
Teknik KimiaFakultas Teknologi Industri
Universitas Ahmad Dahlan

dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk mendapat gelar sarjana.

Dosen Pembimbing



(Dr. Ir. Martomo Setyawan, S.T.,M.T.)

NIPM. 19720317 199706 111 0813004

HALAMAN PENGESAHAN

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA FENOL DARI KUMENA
HIDROPEROKSIDA MENGGUNAKAN KATALIS ASAM SULFAT
KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN**

Disusun oleh:

Hasna Aeska Khoirunnisa (NIM 2000020007)

Rizka Septiana Zhirmayanti (NIM 2000020018)

Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji

Pada tanggal 24 Juni 2024 dan dinyatakan telah memenuhi syarat

Susunan Dewan Penguji:

Ketua : Dr. Ir. Martomo Setyawan, S.T., M.T.

**Anggota : 1. Ir. Maryudi, S.T., M.T., Ph.D., IPM
2. Agus Aktawan S.T., M.Eng.**



Yogyakarta, 24 Juni 2024

**Dekan Fakultas Teknologi Industri
Universitas Ahmad Dahlan**



**(Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T.)
NIPM.196608121996010110784324**

PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI

Kami yang bertanda tangan di bawah ini

Nama : 1. Hasna Aeska Khoirunnisa (2000020007)

2. Rizka Septiana Zhirmayanti (2000020018)

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa Skripsi yang kami tulis ini dengan judul “Prarancangan Pabrik Kimia Fenol dari Kumena Hidroperoksida Menggunakan Katalis Asam Sulfat Kapasitas Produksi 50.000 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, 01 Juni 2024

Yang membuat pernyataan



(Hasna Aeska Khoirunnisa)



(Rizka Septiana Zhirmayanti)

Lampiran 2

PERNYATAAN PERSETUJUAN AKSES

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Rizka Septiana Zhirmayanti
NIM : 2000020018 Email: rizka2000020018@webmail.uad.ac.id
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri Program Studi : Teknik Kimia
Judul tugas akhir : PRARANCANGAN PABRIK KIMIA FENOL DARI KUMENA
HIDROPEROKSIDA MENGGUNAKAN KATALIS ASAM SULFAT
KAPASITAS PRODUKSI 50.000 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, 24 Juni 2024



Rizka Septiana Zhirmayanti

Mengetahui, Pembimbing**



Dr. Ir., Martomo Setyawan S.T., M.T.

Ket:

*coret salah satu

**jika diijinkan TA dipublish maka ditandatangani dosen pembimbing dan mahasiswa

Lampiran 2

PERNYATAAN PERSETUJUAN AKSES

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Hasna Aeska Khoirunnisa
NIM : 2000020007 Email: hasna2000020007@webmail.uad.ac.id
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri Program Studi : Teknik Kimia
Judul tugas akhir : PRARANCANGAN PABRIK KIMIA FENOL DARI KUMENA
HIDROPEROKSIDA MENGGUNAKAN KATALIS ASAM SULFAT
KAPASITAS PRODUKSI 50.000 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, 24 Juni 2024



Hasna Aeska Khoirunnisa

Mengetahui,
Pembimbing**



Dr. Ir., Martomo Setyawan, S.T., M.T.

Ket:

*coret salah satu

**jika diijinkan TA dipublish maka ditandatangani dosen pembimbing dan mahasiswa

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah memberikan rahmat serta hidayah-Nya kepada kita semua. Tak lupa sholawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada Nabi besar kita Muhammad SAW. Berkat rahmat serta karunia-Nya penyusun dapat menyusun dan menyelesaikan naskah Skripsi dengan judul “**Prarancangan Pabrik Kimia Fenol dari Kumena Hidroperoksida Menggunakan Katalis Asam Sulfat Kapasitas Produksi 50.000 Ton/Tahun**”.

Skripsi prarancangan pabrik ini disusun untuk melengkapi salah satu syarat guna memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia S-1 pada Fakultas Teknologi Industri, Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.

Dalam penyusunan naskah ini penyusun banyak sekali mendapatkan bantuan dari berbagai pihak baik yang secara langsung maupun tidak langsung. Dalam kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Muchlas, M.T., selaku Rektor Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
2. Ibu Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
3. Bapak Agus Aktawan, S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia-S1 Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
4. Bapak Dr. Ir. Martomo Setyawan, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing skripsi atas bimbingan, saran dan motivasinya.
5. Segenap Dosen dan Karyawan di lingkungan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
6. Kedua orangtua dan seluruh keluarga tercinta atas doa, semangat, dan dukungannya, semoga Allah senantiasa melimpahkan Rahmat-Nya.
7. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2020 yang telah memberikan dukungan dan bantuan.
8. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah membantu baik secara moril maupun materil.

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan naskah ini masih jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangannya. Oleh karena itu penyusun mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi kesempurnaan naskah ini.

Akhir kata penyusun berharap Skripsi ini bermanfaat dan memberikan wawasan bagi penyusun khususnya dan bagi pembaca serta semua pihak pada umumnya.

Yogyakarta, 1 Juni 2024

Penyusun

HALAMAN PERSEMBAHAN

PENULIS I

Alhamdulillah rabbil'alamiin, dengan mengucapkan puji syukur kepada Allah SWT atas segala limpahan rahmat serta karunia Nya sehingga saya dapat menyelesaikan skripsi ini dengan baik. Saya persembahkan karya tulis ini dengan segala ketulusan dan kerendahan hati serta kasih sayang kepada :

Kedua orang tua saya, Bapak Kasmijan, S.E., M.M., dan Ibu Eisdiati, S.Ip., yang senantiasa memberikan dukungan serta tiada henti selalu mendoakan saya. Terima kasih kepada ibu dan bapak yang telah berjuang dan selalu memberikan yang terbaik untuk saya sehingga saya disini selalu merasa tercukupi dan tak kekurangan sedikitpun.

Kepada adik saya terkasih Zenda Maysa Qanita Adiska serta keluarga besar yang selalu memberikan dukungan dan semangat sehingga memotivasi saya untuk dapat menyelesaikan skripsi ini.

Partner saya Rizka Septiana Zhirmayanti yang selalu sabar menghadapi saya dengan segala kekurangan saya. Dari hati yang paling tulus saya meminta maaf dan berterima kasih telah berjuang bersama-sama hingga akhir.

Dosen Pembimbing kami, Bapak Dr. Ir. Martomo Setyawan, S.T., M.T. dengan sabar selalu membimbing kami dan mengajarkan kami banyak hal yang bermanfaat.

Alliya, Ara, Dedi, Amal, dan Faiq yang selalu bersedia mendengarkan keluh kesah saya, bertukar pikiran dan saling memberi semangat, terima kasih telah meluangkan waktunya untuk mengunjungi sudut-sudut kota Jogja di malam minggu .

Keluarga satu daerah saya, Mas Revan, Mas Fahilul, Mba Putri dan Mba Issro serta IKMACADA. Terima kasih telah menyediakan rumah yang hangat di kota rantau ini.

Sahabat-Sahabat saya Mila, Jelita, Faridha, Yuli, Wiwin, Adinda, Mba Metta dan Helsi yang telah bersama saya sejak SMP, SMA hingga saat ini, terima kasih untuk semangat dan supportnya.

PENULIS II

Alhamdulillah rabbil'alamin, dengan mengucapkan puji syukur kepada Allah SWT atas segala berkat rahmat serta hidayah Nya sehingga saya dapat menyelesaikan skripsi ini dengan baik. Saya persembahkan skripsi ini untuk yang sering bertanya kapan? Skripsi ini saya buat dengan segala pengorbanan, ikhlas dengan ketulusan dan kerendahan hati serta kasih sayang kepada semua orang yang terlibat di dalamnya yaitu kepada :

Diri saya sendiri yang selalu berjuang menghadapi lika-liku dunia perkuliahan, yang tak pernah menyerah dan selalu percaya akan ada hal baik yang akan datang. Terimakasih telah menjadi versimu. Rizka Septiana Zhirmayanti kelak kau akan menjadi orang sukses dunia dan akhirat yang bisa mengangkat derajat orangtua dan keluarga serta membantu banyak orang. Aamiin.

Kepada Orangtua saya Ibu Majnan Aini dan Bapak Munzir Hilman yang tak pernah merasakan menginjakkan pendidikan dibangku kuliah namun sukses mengantarkan dan memberikan pendidikan yang layak kepada anak-anaknya. Terimakasih telah mendukung dan mendoakan anakmu ini hingga mencapai titik ini. Terimakasih telah mengizinkan anak pertamamu ini untuk menghabiskan waktu mudanya dengan pergi jauh merantau dan melihat dunia lebih luas. Ternyata makna mencintai yaitu mempercayai.

Kepada Adik saya tersayang Asyfa Zhirma dan Hafiza Zhirma, semoga kalian menjadi anak yang jauh lebih hebat dari kakak pertamanya ini. Kepada keluarga terutama Puk Tuan saya Hj. Nur dan bibik Muhid terimakasih telah memberikan bantuan finansial selama menjalani pendidikan.

Dosen Pembimbing kami, Bapak Dr. Ir. Martomo Setyawan, S.T., M.T. terimakasih bapak telah sabar membimbing dan memberikan ilmu. Semua Dosen Teknik Kimia yang telah memberikan ilmu pengetahuan dan dedikasinya selama perkuliahan

Teruntuk Panter saya Hasna Aeska ,Terimakasih telah berjuang bersama dari penelitian, kerja praktek, dan skripsi. Semoga kelak kita dipertemukan kembali dengan sudah mencapai kesuksesan. Mungkin kita pernah berselisih paham dan pernah mau menyerah namun pada akhirnya kita sudah menyelesaikan studi perkuliahan ini.

Kepada teman-teman teknik kimia 2020 serta kakak tingkat yang banyak membantu selama perkuliahan baik mengajarkan dan berbagi ilmu kepada saya. Sahabat aziziyah yang ada di Yogya, Sahabat TTK, Sahabat KKN sono, Sahabat organisasi HMTK dan BEM FTI yang menemani saya menerusi yogya dan tempat berkeluh kesah selepas penat selama menjadi anak rantau terimakasih orang-orang baik yang pernah saya temui yang memberikan pengalaman terbaik selama ditengah rantauan semoga Allah senantiasa membalas kebaikan kalian dan dipermudahkan urusannya.

HALAMAN MOTTO

PENULIS I

“Diriku adalah hamba yang lemah di hadapan Allah SWT. namun kelemahan itu lantas tidak membuat diri ini bersedih hati. Sebaliknya terus berupaya untuk tumbuh dan berjuang. Allah berfirman “Janganlah kamu bersikap lemah dan janganlah pula kamu bersedih hati, karena kamu adalah orang-orang yang paling tinggi derajatnya jika kamu orang-orang yang beriman”

-Hasna-

“Pantang dalam menyerah, pantang dalam berpatah arang. Tidak ada kata gagal untuk orang yang enggan berhasil. Dan janganlah kamu berputus asa dari rahmat Allah. Sesungguhnya tiada berputus asa dari rahmat Allah melainkan kaum yang kafir”

(QS. Yusuf: 87).

“Tidak ada ujian yang tidak bisa diselesaikan. Tidak ada kesulitan yang melebihi batas kesanggupan. Karena, Allah tidak akan membebani seseorang melainkan sesuai dengan kadar kesanggupannya”

(Qs. Al Baqarah:286)

“Angin tidak berhembus untuk menggoyangkan pepohonan, melainkan menguji kekuatan akarnya”

-Ali bin Abi Thalib-

“Bahwa ujian akan bergilir, seperti pergiliran matahari dan bulan, siang dan malam. Mereka tak pernah berhenti di suatu tempat dalam waktu yang lama seperti halnya beban yang engkau pikul“

PENULIS II

“ Sedemikian rapinya kita merencanakan sesuatu, kita tetap manusia, tidak punya hak dan kendali apa-apa untuk menjamin apapun yang akan terjadi kedepannya, sebab bagian itu adalah mutlak menjadi hak prerogatif Tuhan. ”

~ Zhirma Kanaka~

“Pada akhirnya, takdir Tuhan itu selalu baik, Jika kebaikannya tidak bisa dirasakan sekarang, barangkali ia memberi kejutan di masa depan. ”

“ Allah tidak akan membebani seseorang melainkan sesuai dengan kesanggupannya ”

(Q.S. Albaqarah: 286 :)

“ Adakalanya, Tuhan menguatkan pundakmu, melalui berbagai masalah, meluaskan hatimu melalui mimpi-mimpi patah kenapa? Sebab, jika hidup tentang bahagia. Kita tidak akan pernah dewasa. ”

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PERSETUJUAN	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI	iv
KATA PENGANTAR	v
HALAMAN PERSEMBAHAN	vi
HALAMAN MOTTO	viii
DAFTAR ISI	x
DAFTAR GAMBAR	xiv
DAFTAR TABEL	xv
DAFTAR LAMBANG	xviii
ABSTRAK	xxi
BAB I PENDAHULUAN	1
I.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
I.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	3
I.2.1 Data Ekspor Impor	3
I.2.2 Data Konsumsi	5
I.2.3 Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri	6
I.2.4 Pemilihan Lokasi Pabrik	7
I.3 Tinjauan Pustaka	10
I.3.1 Dasar Reaksi	11
I.3.2 Tinjauan Proses	12
I.3.3 Pemilihan Proses	14
I.3.4 Tinjauan Kinetika	15
BAB II URAIAN PROSES	19
II.1 Persiapan Bahan Baku	19
II.2 Pembentukan Produk	19
II.3 Pemisahan dan Pemurnian	20
II.4 Diagram Alir Kualitatif	21
BAB III SPESIFIKASI BAHAN	22

III.1 Spesifikasi Bahan Baku	22
III.2 Spesifikasi Bahan Pembantu	22
III.3 Spesifikasi Produk	23
BAB IV NERACA MASSA	25
IV.1 Neraca Massa Alat	25
IV.1.1 Neraca Massa Per Alat	25
IV.1.2 Neraca Massa Total	27
IV.2 Diagram Alir Kuantitatif	27
BAB V NERACA PANAS	29
V.1 Neraca Panas Alat	29
V.1.1 Neraca Panas Reaktor (R-01)	29
V.1.2 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-01)	29
V.1.3 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-02)	30
V.1.4 Neraca Panas <i>Neutralizer</i> (NE-01)	30
V.1.5 Neraca Panas Dekanter (DC-01)	31
V.1.6 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-01)	31
V.1.7 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-02)	32
V.1.8 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-03)	32
V.1.9 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-04)	33
V.1.10 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-01)	33
V.1.11 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-02)	34
V.1.12 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-03)	34
V.1.13 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-04)	35
V.1.14 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-05)	35
BAB VI SPESIFIKASI ALAT	36
VI.1 Reaktor (R-01)	36
VI.2 Menara Distilasi	37
VI.3 Neutralizer (N-01)	37
VI.4 Dekanter (D-01)	38
VI.5 Tangki	39
VI.6 <i>Heater</i>	40

VI.7 <i>Cooler</i>	41
VI.8 Kondensor	42
VI.9 Reboiler	42
VI.10 <i>Accumulator</i>	43
VI.11 Pompa	44
BAB VII UTILITAS	47
VII.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	47
VII.1.1 Proses Pengolahan Air dari Sungai	49
VII.1.2 Kebutuhan Air	51
VII.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i>	55
VII.3 Unit Pembangkit Listrik	55
VII.4 Unit Penyedia Bahan Bakar	55
VII.5 Unit Pengolahan Limbah	55
VII.6 Laboratorium	58
VII.6.1 Kegunaan Laboratorium	58
VII.6.2 Program Kerja Laboratorium	58
VII.6.3 Alat-alat Utama Laboratorium	59
BAB VIII LAYOUT DAN PERALATAN PROSES	61
VIII.1. Lokasi Pabrik	61
VIII.2 <i>Layout</i> Pabrik	64
VIII.3. <i>Layout</i> Peralatan	67
BAB IX STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN	70
IX.1. Organisasi Perusahaan	70
IX.2. Struktur Organisasi	70
IX.3. Tugas dan Wewenang	73
IX.3.1. Pemegang Saham	73
IX.3.2. Dewan Komisaris	73
IX.3.3. Dewan Direksi	73
IX.3.4. Sekretaris	74
IX.3.5. Staff Ahli dan Litbang	75
IX.3.6. Kepala Bagian	75

IX.3.7. Kepala Seksi	77
IX.4. Pembagian Jam Kerja	79
IX.5. Perincian Tugas dan Keahlian	80
IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	81
IX.6.1.1. Sistem Kepegawaian	81
IX.6.2. Sistem Gaji	82
IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan	83
IX.8. Manajemen Perusahaan	84
BAB X EVALUASI EKONOMI	86
X.1 Dasar Perhitungan	87
X.2. Perhitungan Biaya Produksi	96
X.2.1. <i>Capital Investment</i>	96
X.2.2. <i>Manufacturing Cost</i>	96
X.2.3. <i>General Expenses</i>	96
X.3 Analisis Kelayakan	97
X.3.1 <i>Percent Profit on Sales (POS)</i>	97
X.3.2. <i>Return on Investment (ROI)</i>	97
X.3.3. <i>Pay Out Time (POT)</i>	97
X.3.4. <i>Break Event Point (BEP)</i>	97
X.3.5. <i>Shut Down Point (SDP)</i>	98
X.3.6. <i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)</i>	98
X.3.7. Hasil Perhitungan	99
X.4. Analisis Keuangan	103
X.5. Analisis Kelayakan	104
BAB XI KESIMPULAN	106
XI.1 Kesimpulan	106
XI.2. Saran	107
DAFTAR PUSTAKA	108
LAMPIRAN	110

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Impor kebutuhan produk Indonesia	4
Gambar 1. 2 Wilayah Banten	9
Gambar 1. 3 Dekomposisi <i>Cumene Hydroperoxide</i>	15
Gambar 1. 4 Diagram Alir Kualitatif	22
Gambar IV. 1 Diagram Alir Kuantitatif	28
Gambar VII. 1 Diagram Alir Pengolahan Air	54
Gambar VII. 2 Diagram Alir Sistem Pengolahan Limbah	57
Gambar VIII. 1 Peta Wilayah Cilegon	62
Gambar VIII. 2 Tata Letak Bangunan Pabrik	66
Gambar VIII. 3 Tata Letak Alat Proses	69
Gambar IX. 1 Struktur Organisasi Pabrik Fenol	72
Gambar X. 1 Grafik Ekstapolasi Indeks Harga	88
Gambar X. 2 Hubungan Kapasitas Produksi dan Biaya	105

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Impor Produk di Indonesia	3
Tabel 1. 2 Data Konsumsi Fenol di Indonesia	5
Tabel 1. 3 Pabrik fenol yang sudah berdiri di dunia	6
Tabel 1. 4 Pertimbangan Pemilihan Proses	14
Tabel III. 1 Sifat Fisis Bahan Baku	22
Tabel III. 2 Sifat Fisis Bahan Pembantu	23
Tabel III. 3 Sifat Fisis Produk	23
Tabel III. 4 Sifat Fisis Produk Samping	24
Tabel IV. 1 Neraca Massa Pada Reaktor (R-01)	25
Tabel IV. 2 Neraca Massa Pada Menara Destilasi (MD-01)	25
Tabel IV. 3 Neraca Massa Pada Menara Destilasi-02 (MD-02)	25
Tabel IV. 4 Neraca Massa Pada <i>Neutralizer</i> -01 (NE-01)	26
Tabel IV. 5 Neraca Massa Pada Decanter-01 (DC-01)	26
Tabel IV. 6 Neraca Massa Total	27
Tabel V. 1 Neraca Panas Reaktor (R-01)	29
Tabel V. 2 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-01)	29
Tabel V. 3 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-02)	30
Tabel V. 4 Neraca Panas <i>Neutralizer</i> (NE-01)	30
Tabel V. 5 Neraca Panas Dekanter (DC-01)	31
Tabel V. 6 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-01)	31
Tabel V. 7 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-02)	32
Tabel V. 8 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-03)	32
Tabel V. 9 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-04)	33
Tabel V. 10 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-01)	33
Tabel V. 11 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-02)	34

Tabel V. 12 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-03)	34
Tabel V. 13 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-04)	35
Tabel V. 14 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-05)	35
Tabel VI. 1 Spesifikasi Reaktor	36
Tabel VI. 2 Spesifikasi Menara Destilasi	37
Tabel VI. 3 Spesifikasi <i>Neutralizer</i> (N-01)	37
Tabel VI. 4 Spesifikasi Dekanter (D-01)	38
Tabel VI. 5 Spesifikasi Tangki	39
Tabel VI. 6 Spesifikasi Heater	40
Tabel VI. 7 Spesifikasi <i>Cooler</i>	41
Tabel VI. 8 Spesifikasi Kondensor	42
Tabel VI. 9 Spesifikasi Reboiler	42
Tabel VI. 10 Spesifikasi <i>Accumulator</i>	43
Tabel VI. 11 Spesifikasi Pompa	44
Tabel VIII. 1 Tabel Rincian Area Bangunan Pabrik Fenol	65
Tabel IX. 1 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift	80
Tabel IX. 2 Komposisi dan Sistem Gaji Karyawan	82
Tabel X. 1 <i>Indeks dari Chemical Engineering Plant Cost Index</i>	87
Tabel X. 2 Hasil Perhitungan Harga Alat	90
Tabel X. 3 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	99
Tabel X. 4 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	100
Tabel X. 5 <i>Fixed Capital Investmnet (FCI)</i>	100
Tabel X. 6 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	100
Tabel X. 7 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	101
Tabel X. 8 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	101
Tabel X. 9 <i>Total Manufacturing Cost (MC)</i>	101
Tabel X. 10 <i>Working Capital (WC)</i>	102

Tabel X. 11 <i>General Expense (GE)</i>	102
Tabel X. 12 <i>Total Production Cost</i>	102
Tabel X. 13 <i>Fixed Cost (Fa)</i>	102
Tabel X. 14 <i>Variable Cost (Va)</i>	103
Tabel X. 15 <i>Regulated Cost (Ra)</i>	103

DAFTAR LAMBANG

- A = Luas perpindahan panas, ft², in², m²
AR = Luas permukaan dinding reaktor, m²
a = Jari-jari dalam reaktor, m
Acc = *Accumulator*
BEP = *Break Event Point*
BHP = *Break Horse Power*, Hp
BM = Berat Molekul, Kg/kmol
b = Sumbu tegak *head*, m
C = Faktor korosi, in
CA = Konsentrasi zat A, Kmol/L
CA_o = Konsentrasi zat A mula-mula, Kmol/L
CL = *Cooler*
C_p = Kapasitas panas, Btu/lb °F, Kkal/Kg °C
D = Diameter, in, m
DMC = *Direct Manufacturing Cost*
DPC = *Direct Plant Cost*
E = Efisiensi pengelasan
E_a = Harga alat dengan kapasitas diketahui
E_b = Harga alat dengan kapasitas dicari
E_x = Harga alat untuk tahun x
E_y = Harga alat untuk tahun y
Ev = *Expander Valve*
FV = Kecepatan volumetrik, m³/j, L/j
FCI = *Fixed Capital Investment*
Fa = *Fixed Expencc*
f = *Allowable strees*
f = Faktor friksi
GE = *General Expense*

g_c = Gravitasi, m^2/s
 gpm = *Gallon* per menit
 HE = *Heat Exchanger*
 h_i = Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, $Btu/j.ft.^{\circ}F$
 h_{io} = Koefisien perpindahan panas, $Btu/j.ft.^{\circ}F$
 ID = Diameter dalam, in, m, ft
 IMC = *Indirect Manufacturing Cost*
 J = Lebar *baffle*, m, in, ft
 L = Tinggi, m,in,ft
 Le = Panjang *elbow*, ft
 M = massa, Kg/j
 MD = *Menara Destilasi*
 N = Kecepatan putaran pengadukan, rpm, rps, rph
 N_{Re} = *Reynold Number*
 N_x = Nilai *index* tahun x
 N_y = Nilai *index* tahun y
 N = Jumlah pengaduk
 OD = Diameter luar, m, in, ft
 P = Tekanan, atm
 P = Power motor, Hp
 PEC = *Purchased Equipment Cost*
 POT = *Pay Out Time*
 Q = Panas, Btu/j , $Kkal/j$, KJ/j
 R = Jari-jari, m
 RFB = *Reaktor Fixed Bed*
 R_a = *Regulated Expence*
 RB = *Reboiler*
 ROI = *Return of Investment*
 SDP = *Shut Down Point*
 S_a = *Sales Expense*
 Sch = *Schedule*

SP = *Separator*
T = Suhu
T – n = Tangki
T = Waktu, detik, menit, jam
th = Tebal dinding *head*, in
ts = Tebal dinding *shell*, in
V = *Vaporizer*
WC = *Working Capital*
X = Konversi
Zl = Tinggi cairan, in, m, ft
 μ = Viskositas, Cp
 η = Efisiensi pompa
 π = Jari-jari, in, m, ft
 Σ = Jumlah
 ρ = Densitas, Kg/m³
 ΔP = *Pressure drop*, psi
 ΔT = Beda suhu

ABSTRAK

Pabrik Fenol dari Kumena Hidroperoksida menggunakan katalis asam sulfat dengan kapasitas produksi 50.000 ton/tahun bertujuan untuk memenuhi kebutuhan fenol yang semakin meningkat. Selain itu, pabrik kimia mempunyai prospek yang tinggi untuk meningkatkan ekonomi negara. Pabrik Fenol sendiri banyak dibutuhkan di Industri-industri kimia yang ada di Indonesia diantaranya industri resin sintetik, tekstil, bahan perekat, industri kosmetik dan industri farmasi. Fenol dibuat dengan bahan baku utama dari kumena hidroperoksida dan asam sulfat sebagai katalis. Pabrik didirikan di kawasan industri Cilegon Provinsi Banten dengan mempertimbangkan jarak yang cukup dekat dengan lokasi bahan baku dan sasaran konsumen, selain itu juga karena sarana transportasi yang lebih mudah.

Kumena hidroperoksida pada fasa cair direaksikan dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan menggunakan katalisator berupa asam sulfat pada suhu 80 °C dan tekanan 1 atm. Pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) terjadi reaksi dekomposisi dalam fasa cair yang berlangsung secara eksotermal sehingga membutuhkan pendingin berupa *jacket*. Kondisi operasi reaktor dipertahankan pada suhu tetap sehingga ada panas yang harus diambil. Hasil yang keluar dari reaktor berupa cairan fenol dengan kumena hidroperoksida, kumena, air, asam sulfat dan produk samping berupa aseton, kemudian dipisahkan menggunakan menara destilasi (MD-01 dan MD-02) untuk dimurnikan. Hasil atas menara destilasi (MD-01) berupa produk aseton akan disimpan di tangki penyimpanan T-04. Untuk hasil bawah dari menara destilasi (MD-02) yang masih mengandung asam sulfat akan dinetralisasi di alat *neutralizer*, keluaran dari *neutralizer* masuk ke dekanter untuk dipisahkan berdasarkan perbedaan densitas. Hasil fraksi ringan *decanter* merupakan produk akhir berupa cairan fenol dengan kemurnian 99,90% dan hasil fraksi berat *decanter* menuju ke UPL.

Berdasarkan tinjauan kondisi operasi pabrik fenol merupakan industri dengan resiko yang tinggi. Hasil analisis ekonomi terhadap perancangan pabrik ini diperoleh *Profit on Sales* (POS) sebelum pajak 14,85% dan sesudah pajak 10,40%. *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak 68,04% dan sesudah pajak 47,63%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,28 tahun dan sesudah pajak 1,74 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 45,33% dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 34,04% serta *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 47%. Berdasarkan perhitungan ekonomi dengan jenis pabrik beresiko tinggi, maka dapat disimpulkan pabrik ini layak untuk didirikan.

Keyword: *Phenol, acetone, cumene hydroperoxide*

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Infrastruktur di Indonesia sangat gencar-gencarnya melaksanakan pembangunan agar dapat memajukan segala aspek terhadap kebutuhan masyarakat. Salah satu ekspansi yang sangat memungkinkan melakukan kemajuan terhadap perekonomian negara adalah dengan adanya pembangunan di salah satu sektor perindustrian.

Industri kimia yang sangat menjanjikan sehingga dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri yaitu pabrik fenol. Fenol adalah bahan kimia yang tidak berwarna dengan bau khas, selain itu fenol dikenal dengan asam karbolat atau benzenol. Istilah nama lain fenol adalah asam *phenic*. Fenol memiliki rumus kimia C_6H_5OH atau asam karbolat atau benzenol adalah zat yang tidak berwarna serta memiliki bau khas. Fenol memiliki nama lain yang disebut asam *phenic*, dan memiliki gugus hidroksil berantai (-OH) yang melekat pada cincin fenil. Aroma fenol yang khas inilah yang membuatnya menjadi bahan kimia aromatis. (Kirk & Othmer, 1996).

Pada Perang Dunia I, F. Rouge melakukan percobaan pada tahun 1834 tentang produksi fenol menggunakan tar batubara sebagai bahan baku. Karena fenol digunakan sebagai fumigator desinfektan (pembunuh kuman) dan sebagai pengawet kayu, penggunaannya sangat dibatasi. Karena digunakan sebagai fumigator desinfektan (pembunuh kuman) dan sebagai pengawet kayu, fenol memiliki aplikasi yang sangat terbatas. (Othmer, 1962).

Banyak metode lain yang juga telah dikembangkan dalam sintesis fenol, beberapa diantaranya adalah klorinasi benzena fase cair yang diikuti dengan hidrolisis fase uap menggunakan suhu tinggi. Metode sintesis pertama dikembangkan untuk memproduksi dengan sulfonasi benzena dan hidrolisis sulfonat. Namun, tidak ada solusi yang dikembangkan yang bekerja dengan baik karena sejumlah masalah, seperti biaya bahan baku yang relatif mahal dan

relevansi risiko korosi yang umumnya rendah dalam skala luas.(Mc Ketta, 1987).

Seiring berjalannya waktu semakin banyak permintaan terhadap kebutuhan fenol di dalam negeri ini salah satunya sebagai penggunaan bahan baku pada industri kimia lainnya. Namun juga beberapa aspek-aspek yang harus dipertimbangkan sehingga dapat mengurangi ketergantungan industri kimia sehingga salah satunya tujuan agar dapat mengurangi anggaran negara serta menumbuhkan peningkatan pabrik didalam negeri yang dibuat dengan berbahan produk fenol.

Konsumsi fenol yang semakin meningkat dengan bertambahnya industri di dunia, khususnya industri resin sintesik, tekstil, bahan perekat, kosmetik, obat-obatan dan lain lain. Akan tetapi dari semua penggunaan fenol yang paling utama adalah dalam industri *fenolic resin*. Permintaan dunia akan fenol semakin lama semakin meningkat. Pada saat ini penjualan fenol mencapai 10,7 juta ton/tahun. Sebagai contoh beberapa negara di asia timur seperti Jepang, Korea Selatan dan Taiwan mengkonsumsi sekitar 35% dari kebutuhan dunia dan Amerika Serikat mengkonsumsi sekitar 30% dari kebutuhan dunia. Diperkirakan setiap tahunnya kebutuhan dunia akan fenol bertambah sekitar 4,5% tiap tahunnya.

Di indonesia, senyawa fenol memiliki prospek kerja yang baik untuk dikembangkan. Hal ini ditinjau dari potensi kebutuhan industri lain terhadap senyawa ini. Namun hingga saat ini sektor tersebut belum dikembangkan walaupun permintaannya cenderung meningkat. Dengan belum tergarapnya sektor ini, maka ketergantungan Indonesia terhadap senyawa fenol yang selama ini sebagian besar dipenuhi dengan cara mengimpor.

Tujuan lain dari prarancangan pabrik pembuatan fenol ini adalah untuk memenuhi kebutuhan fenol dalam negeri yang selama ini masih diimpor dari negara lain dan selanjutnya dikembangkan untuk tujuan ekspor. Selain itu, diharapkan dengan berdirinya pabrik ini akan memberi lapangan pekerjaan dan memicu peningkatan produktivitas rakyat yang pada akhirnya akan meningkatkan kesejahteraan rakyat.

I.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas pabrik dapat dilakukan dengan melihat berapa kebutuhan konsumsi produk dalam negeri, data ekspor dan impor, dan jumlah perusahaan yang telah didirikan baik secara lokal maupun internasional. Datatersebut dapat dilihat dari berbagai sumber salah satunya yaitu *website* Biro Pusat Badan Statistik. Dapat diketahui dari data tersebut maka penentuan untuk kapasitas produksi fenol dengan peluang kapasitas yang akan direncanakan untuk pendirian pabrik fenol pada tahun 2024-2028 sebagai berikut.

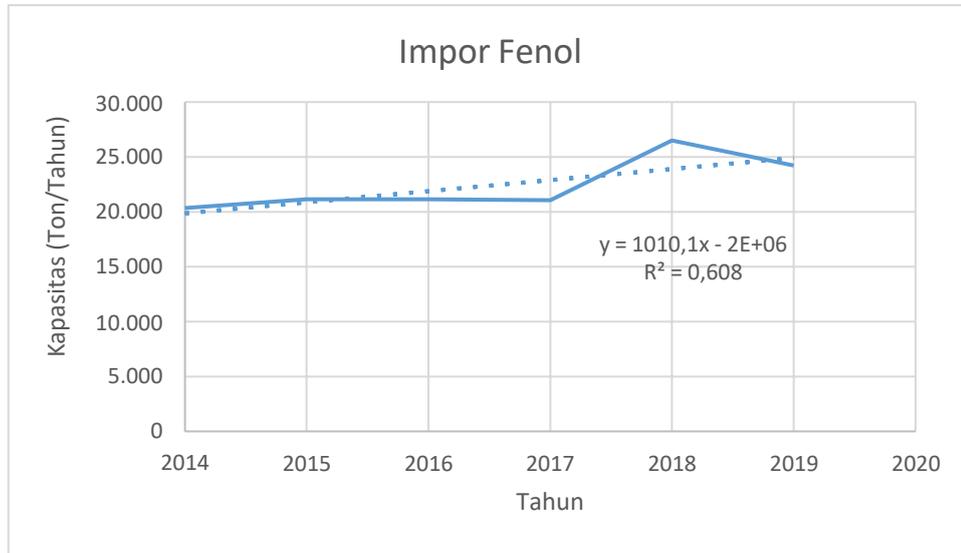
I.2.1 Data Ekspor Impor

Berdasarkan informasi impor dari Biro Pusat Statistik di Indonesia untuk tahun 2014-2019

Tabel 1. 1 Impor Produk di Indonesia

No	Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	2014	20.337
2.	2015	21.134
3.	2016	21.125
4.	2017	21.037
5.	2018	26.492
6	2019	24.210

(*Sumber Biro Pusat Statistik 2023)



Gambar 1. 1 Impor kebutuhan produk Indonesia

Berdasarkan data kebutuhan di Indonesia pada data yang sudah di plotkan pada Gambar 1.1 Maka kolerasi hubungan antara plot dapat dibuat dengan persamaan *Linear* dirumuskan sebagai berikut:

$y=ax+b$ dimana:

$y=$ Jumlah kebutuhan impor fenol + (ton/tahun)

$x=$ Periode kebutuhan (tahun)

Berdasarkan data tabel 1.1 maka hubungan antara jumlah kebutuhan impor dengan periode yang dibutuhkan dapat dituliskan persamaan sebagai berikut:

$$y = 1010,1x - 2E+06$$

Pabrik akan didirikan pada tahun 2028, maka didapatkan persamaan:

$$y = 1010,1x - 2E+06$$

$$y = 1010,1 (2028) - 2E+06$$

$$y = 48488,8 \text{ ton/tahun}$$

Jadi, kebutuhan fenol pada tahun 2028 diperkirakan sebesar 48480,8ton/tahun.

1.2.2 Data Konsumsi

Fenol banyak dimanfaatkan untuk pembuatan Bisphenol- A 30% fenolic 43% Kaprolaktan 15%, dan Anilin 7% dari fenol. Maka data konsumsi fenol terdapat pada tabel 1.2 berikut.

Tabel 1. 2 Data Konsumsi Fenol di Indonesia

No	Nama Pabrik	Produk	Lokasi	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
1	PT. Indo Nan Pao Resin Chemical	<i>Bishpenol-A</i>	Tangerang Banten	12.000
2	PT. Phodia	<i>Bishphenol-A</i>	Jakarta Selatan	20.000
Total				32.000
Total Kebutuhan: 30% Fenol				9.600
1	PT. Indopherin Jaya	<i>Resin Fenolic</i>	Purbolinggo, Jawa Timur	10.428
2	PT. Dynea Mugi Indonesia	<i>Resin Fenolic</i>	Medan, Sumatera Utara	10.000
3	PT. Intan Wijaya	<i>Resin Fenolic</i>	Bajarmasin, Kalimantan Selatan	71.600
4	PT.Susel Proma Permai	<i>Resin Fenolic</i>	Palembang, Sumatera Selatan	14.000
5	PT. Superin Utama Adhesive	<i>Resinn Fenolic</i>	Medan, Sumatera Utara	12.000
6	PT. Binajaya Rodakarya	<i>Resin Fenolic</i>	Slipi, Jakarta Barat	12.000
7	PT. Perawang Perkasa Industri	<i>Resin Fenolic</i>	Pekanbaru, Riau	21.000
8	PT. Lakosta Indah	<i>Resin Fenolic</i>	Samarinda, Kalimantan Timur	40.000
9	PT. Korindo Abadi	<i>Resin Fenolic</i>	Tanjung Pinang, Riau	40.000
10	PT. Mustika	<i>Resin Fenolic</i>	Sampit, Kalimantan Tengah	22.200
11	PT. Continental Solvido	<i>Resin Fenolic</i>	Grogol, Cilegon Banten	14.500
12	PT. Duta Pertiwi Nusantara	<i>Resin Fenolic</i>	Pontianak, Kalimantan Barat	18.000
13	PT. Arjuna Utama Kimia	<i>Resin Fenolic</i>	Surabaya, Jawa Timur	43.000
14	PT. Sabak Indah	<i>Resin Fenolic</i>	Jambi	60.000

Total				388.728
Total Kebutuhan Resin Fenolic 43% dari Fenol				167.153
1	PT. Inti Everspring Indonesia	Anilin	Banten	1.700
2	PT. Clariant Indonesia	Anilin	Tangerang, Banten	21.927
3	T. Dystar Colour Indonesia	Anilin	Cilegon, Banten	3.000
4	PT. Multikimia Intipelangi	Anilin	Bekasi, Jawa Barat	500
Total				27.127
Total Kebutuhan:7% dari Fenol				1.899

I.2.3 Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri

Tabel 1. 3 Pabrik fenol yang sudah berdiri di dunia

No	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
1	PT. Metropolitan <i>Phenol</i> Pratama	Serang, Banten	40.000
2	PT. Lambang Tri Usaha	Cibitung, Bekasi, Jawa Barat	45.000
3	PT. Batu Penggal <i>Chemical</i> Industri	Samarinda, Kalimantan Timur	35.000
4	PT. Bumi Banjar Utama Sakti	Barito kuala, Kalimantan Selatan	5.250
5	<i>Blue Island Phenol</i>	Blue Island, Illinois	45.000
6	<i>INEOS Phenol</i>	Theodore, Alabama	540.000
7	<i>Emerald Kalama Chemical</i>	Kalama, Washington	35.000
8	<i>Dakota Gasification</i>	Beulah, North Dakota	16.000

(*Sumber : <http://daftarperusahaanindonesia.com/>)

Berdasarkan Tabel I.2 seperti dapat dilihat bahwasannya pabrik fenol dari data impor fenol dan data pabrik yang sudah berdiri baik dari Indonesia dan luar negeri dengan kapasitas mencapai 16.000 ton/tahun -sampai 540.000 ton/tahun. Sehingga dapat diperkirakan dari grafik *linear* sebesar 48488,8 ton/tahun. Selain itu, kebutuhan konsumsi fenol di dalam negeri mencapai 178.652 ton/tahun dengan jumlah kapasitas pabrik fenol yang berdiri di dalam negeri mencapai 125.250 ton/tahun sehingga ada peluang untuk mendirikan pabrik fenol agar dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri. Berdasarkan grafik *linear* dan data konsumsi fenol dibuatlah perancangan pabrik dengan kapasitas produksi 50.000 ton/tahun dengan mempertimbangkan kebutuhan fenol yang meningkat setiap tahunnya.

I.2.4 Pemilihan Lokasi Pabrik

Pada saat pemilihan lokasi suatu pabrik, penting untuk mempertimbangkan sejumlah faktor yang menjadi patokan keberhasilan dan kelangsungan proses industri pabrik, termasuk produksi dan kontribusi. Maka dari itu, beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan untuk pemilihan lokasi pabrik diantaranya yaitu biaya produksi, biaya akomodasi agar pengeluaran yang dikeluarkan sedikit sehingga memberikan keuntungan bagi pabrik. Selain itu, ketika mencari fasilitas termasuk persediaan bahan baku, kemudahan akses transportasi, kemudahan pengoperasian pabrik, pendistribusian pabrik, utilitas, kondisi cuaca, kebijakan pemerintah, dan sumber daya manusia. Berdasarkan uraian yang telah disampaikan di atas, maka pendirian lokasi pabrik kimia fenol direncanakan didirikan di kawasan industri yaitu di daerah Cilegon Provinsi Banten. Berikut ini adalah beberapa faktor yang diperhitungkan ketika membangun pendirian pabrik kimia fenol ini.

1. Persiapan Bahan Baku

Dalam sebuah pabrik, bahan baku adalah sesuatu yang harus diperhitungkan sejak awal proses produksi. Bahan baku termasuk faktor penting untuk memilih letak lebih awal ketika sejumlah besar bahan

digunakan, karena dapat mengurangi biaya pengiriman atau pengiriman bahan baku di dekat lokasi. Bahan baku utama fenol didatangkan dari PT. *Haihang Industry Company* berlokasi di China dalam bentuk *Cumene Hydrogen Peroxide* dengan kapasitas produksi tahunan sebesar 360.000 ton (www.haihangchem.com). Katalis H_2SO_4 didapatkan dari PT. *Indonesian Acid Industry* yang berlokasi di Jakarta Timur dengan kapasitas produksi tahunan sebesar 82.500 ton (www.indoacid.com).

Bahan pembantu untuk *neutralizer* berupa natrium hidroksida dari PT. Nusa Indah Megah di Surabaya fasilitas transportasi bahan baku yang diperoleh dari sekitar pabrik dapat disalurkan dengan pembuatan pipa penghubung antar pabrik yang didirikan dengan pabrik pemasok bahan baku, sedangkan untuk bahanyang diimpor dapat disalurkan atau diperoleh dengan transportasi kapal.

Pengaruh komponen distribusi di lingkungan pabrik meliputi pasokan bahanbaku, bahan bakar dan bahan penolong serta pemasaran produk. Untuk mempermudah pengangkutan bahan baku, bahan pembantu dan produk akhir, letaknya harus dekat dengan kendaraan besar. Untuk membantu penyebaran produksi, Banten memiliki pelabuhan yang cukup besar, yaitu pelabuhan Merak, dan infrastruktur transportasi darat yang sangat baik. Infrastruktur jalan dan pelabuhan Merak sangat membantu untuk mencapai tujuan ini. Selain itu, ada jalan antar provinsi yang terpelihara dengan baik, jalan tol yang menghubungkan setiap provinsi di pulau jawa, dan pelabuhan yang telah melihat banyak kapal besar bersandar. Oleh karena itu, diharapkan hubungan antar daerah tidak terhambat dan tidak perlu dibangun jalan khusus.dapat memperlancar distribusi hasil produksi. Fasilitas jalan dan pelabuhan di Merak mendukung untuk kepentingan tersebut.



Gambar 1. 2 Wilayah Banten

(Sumber: [Peta Wilayah | BPK Perwakilan Provinsi Banten https://banten.bpk.go.id](https://banten.bpk.go.id))

Berdasarkan Gambar I.2 dapat dilihat bahwa daerah Cilegon Banten dekat dengan jalan tol dan memerlukan waktu sekitar 37 menit dengan jarak tempuh 23,3 km lewat Jl. Tol Trans-Jawa untuk menuju ke pelabuhan Merak dan 25 menit dengan jarak tempuh 12,3 km lewat Jl. Raya Anyer untuk menuju pelabuhan Ciwandan.

2. Utilitas

Supaya produksi dapat berjalan dengan lancar, pemeliharaan peralatan seperti air dan listrik harus diperhatikan. Kawasan Cilegon, Banten merupakan kawasan industri yang dirancang untuk memenuhi keperluan pasokan bahan baku. Jumlah air yang dibutuhkan berasal dari sungai di DAS Cidanau dengan kapasitas 2000 l/s dan dapat diperoleh dari pembangkit PT. Krakatau Tirta berkapasitas 63.072.000 m³ (63.072.000 ton per tahun). Generator dan PLN di daerah tersebut dapat memenuhi kebutuhan listrik untuk BBM bisa didapat dari Pertamina.

3. Tenaga kerja mudah diperoleh

Tempat ini memiliki pekerja lumayan cukup, baik yang berkualitas tinggi, sedang dan terampil. Ketersediaan pekerja terampil sangat penting untuk pengoperasian untuk mesin-mesin dalam produksi, pemasaran dan manajemen.

Dapat mempekerjakan tenaga kerja dari wilayah atau kota-kota sekitarnya.

4. Lingkup Masyarakat ramah dan cepat adaptasi

Letak Cilegon Banten sudah menjadi wilayah perindustrian oleh Pemerintah. Bahkan jika pabrik didirikan di daerah ini, tidak ada masalah lingkungan atau adaptasi orang-orang di sekitar lokasi pabrik.

5. Kondisi Iklim

Cilegon beriklim tropis. Suhu rata-rata antara 22°C-33°C, dengan curah hujan tertinggi pada bulan-bulan dengan curah hujan paling banyak adalah Desember-Februari dan curah hujan terendah pada bulan Juli-September. Salah satu kawasan industri di Indonesia yang mampu mengendalikan dan mengatasi dampak lingkungan adalah Cilegon.

6. Kebijakan Pemerintah

Kebijakan pemerintah sangat baik, terutama untuk sektor wilayah Cilegon. Kebijakan untuk pembangunan industri telah berhasil menciptakan lingkungan yang kondusif untuk investasi di daerah tersebut dan juga menyeimbangkan antara kesempatan kerja dan hasil pembangunan. Peraturan daerah Kota Cilegon tentang rencana Tata Ruang Wilayah Kota Cilegon 2010-2030 memuat peraturan kebijakan tersebut dalam BAB I, Pasal 1.

7. Pemasaran Produk

Fenol yang dihasilkan sebagian besar adalah produksi *bisphenol-A* yang berada di Banten dan Jakarta Selatan, untuk produksi anilin di PT. Lautan Luas, Surabaya, Jawa Timur, dan untuk pembuatan resin *phenolic* di PT. *Intanwijaya Internasional Tbk* yang berada di Kalimantan. Sedangkan sisanya dijual ke luar negeri.

I.3 Tinjauan Pustaka

Fenol memiliki nama lain asam karbolat atau benzenol merupakan senyawa kimia organik berwujud kristal yang tidak berwarna dan memiliki aroma yang unik. Senyawa organik ini memiliki rumus molekul C_6H_5OH dengan cincin aromatik di salah satu atau lebih gugus hidroksil (-OH). Fenol diproduksi melalui oksidasi parsial benzena atau asam benzoat dengan proses *cumene* atau

dengan proses *Rasching*.

Pada abad ke 19 Bayer dan Monsanto pertama kali memproduksi fenol dengan proses reaksi benzena sulfonat menggunakan NaOH. Karena tingginya bahan baku serta minimnya produk fenol yang didapatkan maka proses tersebut sudah lama tidak digunakan. Saat ini, proses yang mendominasi produk fenol yaitu dengan proses kumena hidroperoksida.

Fenol mempunyai berat molekul sebesar 94,11 g/mol, campuran komponen fenol mempunyai gugus hidroksil lebih dari satu yang berikatan dengan cincin *aromatic*. Pada *temperature* ruangan sifat fisik fenol berwujud kristal putih dan semakin akan berubah warna menjadi warna merah muda ketika terkena dengan paparan sinar matahari. Fenol memiliki kelarutannya sukar di dalam air sekitar suhu 0-65⁰C namun, dengan suhu diatas 65,3⁰C fenol terlarut dalam air dengan sempurna. Pelarut organik seperti benzene, eter, alkohol sangat larut dengan fenol (Krik & Othmer, 1996).

I.3.1 Dasar Reaksi

Dasar reaksi *cumene hydroperoxide* untuk membentuk fenol dan aseton adalah reaksi eksotermik. *Cumene hydroperoxide* yang terdekomposisi. Reaksi penguraian *cumene hydroperoxide* seperti :



a. Dasar Reaksi Proses Toluena- Asam Benzoat

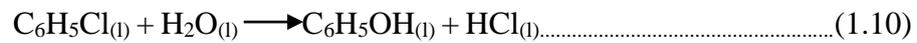
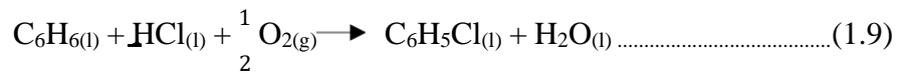
Ada tiga reaksi penting memproduksi *phenol* menggunakan metode toluena-benzoat.



b. Dasar Reaksi Proses Sulfonasi Benzena



c. Klorinasi Benzena (Proses *Rasching*)



d. Dekomposisi *Cumene Hydroperoxide*



I.3.2 Tinjauan Proses

Proses pembuatan pada umumnya terdapat 4 jenis, yaitu :

a. Proses Toluena – Asam Benzoat

Reaksi pertama adalah mengoksidasi toluena dengan katalis kobalt asetat pada *temperatur* 121-1770°C. Reaktor beroperasi pada tekanan 2 atmosfer dengan konsentrasi katalis 0,1-0,3% berat. Reaksi kedua adalah proses oksidasi asam benzoat ke *phenol* benzoat menggunakan katalis udara dan cupri benzoat. Reaktor beroperasi temperatur 234°C dan 1,5 atmosfer. Tahap ketiga dari proses ini melibatkan produksi fenol dengan toluena-asam benzoat menggunakan uap fenil benzoat. Proses ini dilakukan pada *temperatur* hingga 200°C dan tekanan atmosferis. Waktu tinggal reaktor yaitu 8 jam pada tekanan atmosfer. Yield proses *phenol* yang didapat terhadap asam benzoat yaitu 88% (Mc Ketta, 1987; Krik dan Othmer, 1969).

b. Sulfonasi Benzena

Metode ini merupakan metode yang pernah digunakan lagi sejak 1987. Proses ini membutuhkan 4 langkah, meliputi proses sulfonasi garam benzena dengan asam sulfat, menetralkan asam benzen sulfonat, transfer Na ke dalam cairan NaOH dan proses pembentukan fenol. Selama proses ini, benzena dilarutkan hingga 100% asam solfurik menghasilkan benzena sulfonat dalam suhu 65-100°C. Apabila natrium sulfit ditambahkan, asam benzena sulfonat yang telah dihasilkan akan dinetralkan dan diubah menjadi garam natrium. Fungsi garam natrium dipisahkan dengan memasukkannya ke bawah permukaan natrium hidroksida pada suhu yang sudah dikompres antara 3000°C dan 3200°C. Hal ini menghasilkan larutan

natrium fenol yang terkonsentrasi dengan sulfur dioksida dan sejumlah kecil fenol yang bebas dari asam sulfat. Selulosa dibuat dari produk yang dihasilkan dari proses pemurnian natrium. Tenaga kerja dan biaya mahal selama fase fusi dan ekstraksi proses tersebut (Tyaman, 1996).

Metode ini kurang menguntungkan untuk digunakan pada volume yang besar karena hanya digunakan untuk produksi berkapasitas rendah.

c. Klorinasi Benzena (Proses *Rasching*)

Khone-Poulenc menggunakan katalis berbasis besi dan tembaga klorida untuk mengklorinasi benzena pada tahun 1932 dengan mereaksikan asam klorida dengan udara. Pada suhu antara 200-260°C, benzena diklorinasi untuk menghasilkan klorobenzena. Kemudian kloro benzena dimasukkan ke dalam oven dan akan berlangsung proses hidrolisis kloro benzena pada suhu 480°C dengan menggunakan katalis SiO₂ dan akan membentuk rendaman fenol pada benzena yang bisa mencapai 90%

(Krik & Otmer, 1996).

d. Dekomposisi *Cumene Hydroperoxide*

Metode produksi fenol yang paling banyak digunakan adalah metode yang menggunakan kumena sebagai bahan baku. Berdasarkan informasi yang telah dikumpulkan, metode ini menghasilkan lebih dari 97% fenol yang diproduksi di seluruh dunia pada tahun 2008. Dengan menggunakan asam sulfat, kumena hidroperoksida dibuat dengan metode ini dan terurai dengan cepat menjadi fenol dan aseton.

Pada proses ini reaksi memecahkan kumena hidroperoksida menjadi fenol dan aseton berlangsung pada suhu optimal 80°C pada tekanan 1 atm dengan yield proses sebesar 98%. Reaksi dilakukan dalam suasana asam dengan menggunakan asam sulfat yang berperan sebagai katalis dengan konversi 100% (Xuan Dai, et. al., 2019).

I.3.3 Pemilihan Proses

Berdasarkan dari proses pembuatan fenol diatas maka didapatkan perbandingan sebagai berikut :

Tabel 1. 4 Pertimbangan Pemilihan Proses

No.	Kondisi	<i>Cumene Hydroperoxide</i>	Oksidasi Toluena	Sulfonasi Benzena	Kloro Benzena (Proses <i>Rasching</i>)
1	Suhu Reaktor (°C)	50-120(****)	121-234(***)	150-380(**)	200-480(*)
2	Tekanan (atm)	1(****)	1-2(****)	1(****)	1(****)
3	Jenis Reaktor	RATB(****)	Bubble Column(****)	RATB(****)	Fixed Bed(****)
4	Yield Proses	98%(****)	88%(**)	88%(**)	90%(****)
5	Bahan Baku & Katalis	<i>Cumene Hydroperoxide</i> & H ₂ SO ₄	Toluena & Cobalt Benzonic	Benzena, Natrium Sulfit, H ₂ SO ₄ , Soda Kaustik	Benzena, HCl & FeCl ₃
6	Fase Reaksi	Cair-Cair(****)	Cair-gas(****)	Cair-Cair(****)	Cair-Cair(****)
7	Harga Bahan Baku Utama	1,000/kg(****)	1,2\$/kg(***)	1,600\$/kg	1,600\$/kg
				0,2800\$ /kg	5,00 \$/kg
				0,010 \$/kg	(**)
				0,5460\$/kg	(**)
8	Harga Katalis	0,010 \$/kg (****)	2,27 \$/kg (*)	-	0,35\$/kg (****)
9	Sifat BahanBaku	Korosif(*)	Korosif(*)	Korosif(*)	Korosif(*)

Keterangan:

****= Sangat baik

*** = Baik

** = Cukup

* = Kurang Baik

Berdasarkan dari beberapa proses pembuatan fenol diatas maka dapat disimpulkan bahwa proses dari dekomposisi *cumene hydroperoxide* memiliki jumlah nilai yang lebih besar dari 3 proses diatas. Hal ini dikarenakan bahwa:

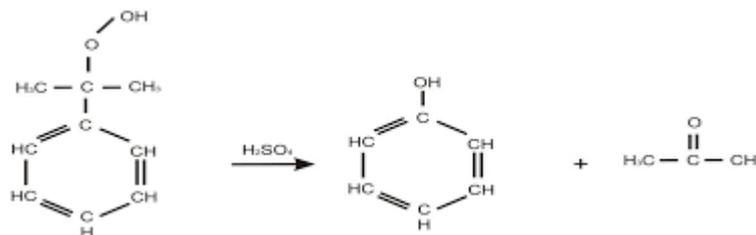
- a. Dari segi potensi ekonomi dan keuntungan, keunggulan utama adalah hasil yang memiliki harga eceran relatif tinggi.
- b. Berdasarkan harga bahan baku *cumene hydroperoxide* merupakan bahan baku yang paling murah.
- c. Kondisi operasi tidak begitu berbahaya karena suhu reaksi adalah 80 °C pada tekanan operasi 1 atm.
- d. Yield proses yang dihasilkan sebesar 98%.
- e. Katalis yang digunakan mudah didapat dan relatif lebih murah.
- f. Proses lebih mudah dan ekonomis karena bisa menggunakan reaktor RATB dan hanya menggunakan satu reaktor.

I.3.4 Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika diperlukan untuk memastikan nilai laju reaksi sehingga dapat digunakan dalam desain reaktor. Konsentrasi reaktan memiliki dampak yang signifikan terhadap laju reaksi kimia oleh karena itu, semakin tinggi konsentrasi reaktan yang digunakan, semakin tinggi pula laju reaksinya. Nilai konstanta laju reaksi (k) mempengaruhi laju reaksi. Rasio laju reaksi terhadap konsentrasi reaktan dikenal sebagai konstanta laju reaksi (Fogler, 1992).

Reaksi dekomposisi *cumene hydroperoxide* menjadi fenol dan aseton dapat dilihat pada Gambar I.3 sebagai berikut (Xuan Dai, et. al., 2019) :

Reaksi yang terjadi :



Gambar 1. 3 Dekomposisi Cumene Hydroperoxide

Kondisi operasi (Xuan Dai, et. al., 2019) :

1. Tekanan : 1 atm
2. Suhu : 80 °C
3. *Yield* : 98%

Kondisi ini diambil karena tekanan dan suhu tersebut merupakan kondisi untuk mencapai konversi maksimum yaitu 100% untuk menghasilkan produk fenol (Xuan Dai, et. al., 2019).

Ditinjau dari kinetiknya, reaksi dekomposisi *cumene hydroperoxide* membentuk fenol dalam reaksi orde 1 (Pellegrini, L & Bonomi, 2003).

Reaksi penguraian *cumene hydroperoxide* berlangsung pada suhu 80°C selama 204 detik pada tekanan 1 atm dengan katalis asam sulfat 0,026 dan konversi 100% (Xuan Dai, et. al., 2019).

Persamaan kecepatan reaksi atau kinetika:

Persamaan perancangan:

$$t = C_{ao} \int_0^{x_a} \frac{\partial X_a}{-r_a}$$

Persamaan kecepatan reaksi:

$$-r_a = kC_a$$

Stoikiometri:

$$C_a = C_{ao} (1 - X_a)$$

Dari ketiga persamaan diatas maka didapatkan persamaan:

$$t = C_{ao} \int_0^{x_a} \frac{\partial X_a}{kC_{ao}(1 - X_a)}$$

$$t = \int_0^{x_a} \frac{\partial X_a}{k(1 - X_a)}$$

$$t = \frac{1}{k} [-\ln (1 - X_a)]$$

$$k = \frac{1}{t} [-\ln (1 - X_a)]$$

Dari data diatas dapat diketahui : $t = 204 \text{ detik} = 0,0567 \text{ jam}$, $X_a = 98\%$ sehingga tetapan kecepatan reaksi (k) dapat dihitung sebesar:

$$k = \frac{1}{0,0567} [-\ln (1 - 0,98)]$$

$$k = 68,9951 / \text{jam}$$

Tujuannya adalah untuk menentukan apakah reaksi tinjauan termodinamika bersifat endotermis atau eksotermis. Penentuan kalor secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung dengan menghitung suhu formasi normal (ΔH_f°) pada $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 298 \text{ K}$. Reaksi yang terjadi adalah:



Komponen	Komponen	ΔH_f° (kJ/gmol)	ΔG° (kJ/gmol)
Fenol	$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	-96,4	-32,5
Aseton	CH_3COCH	-217,1	-152,6
CHP	$\text{C}_6\text{H}_5(\text{CH}_3)_2\text{COOH}$	-78,4	96

Dari sudut reaksi, yaitu dengan menghitung nilai normal energi bebas Gibbs (ΔG°) dan suhu reaksi pembentukan standar (ΔH_f°). Nilai ΔH_f° dan ΔG° seperti ini :

$$\begin{aligned} \Delta H_R^\circ &= \Sigma \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Sigma \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= [(1 \text{ gmol} \times (-217,1 \text{ kJ/gmol})) + (1 \text{ gmol} \times (-96,4 \text{ kJ/gmol}))] - \\ &\quad (1 \text{ gmol} \times (-78,4 \text{ kJ/gmol})) \\ &= -235,10 \text{ kJ} \\ \Delta G^\circ &= \Sigma \Delta G^\circ \text{ produk} - \Sigma \Delta G^\circ \text{ reaktan} \\ &= [(1 \text{ gmol} \times (-152,6 \text{ kJ/gmol})) + (1 \text{ gmol} \times (-32,5 \text{ kJ/gmol}))] - \\ &\quad (1 \text{ gmol} \times 96 \text{ kJ/gmol}) \\ &= -281,1 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Proses produksi fenol (ΔH_R°) dari kumena hidroperoksida merupakan reaksi eksotermis, yang dapat terjadi tanpa membutuhkan energi yang besar karena $\Delta G^\circ < 0$ sehingga tidak ada energi panas berlebih yang dibutuhkan (konsumsi daya yang rendah). Hal ini didukung oleh nilai ΔG° sebesar -281,1 kJ.

Hitung konstanta kesetimbangan pada temperatur 25 °C (298 K)

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K \text{ (Smith, 2001)}$$

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K$$

$$\Delta G^\circ = \frac{\Delta G^\circ}{-RT}$$

$$\ln K_{298} = \frac{-281,1 \times 10^3 \text{ j/mol}}{8,314 \text{ j/mol} \cdot \text{k} \times 298 \text{ k}}$$

$$K_{298} = 2,054$$

$$\ln \frac{K_{T_{operasi}}}{k_{298}} = \frac{\Delta H_{298k}}{R} \cdot \left[\frac{1}{T_{operasi}} - \frac{1}{T_{298}} \right]$$

$$\ln \frac{K_{60}}{2,054} = \frac{209666}{8,314} \cdot \left[\frac{1}{60} - \frac{1}{298} \right]$$

$$K = 6,0902$$

Karena harga konstanta kesetimbangan *relative* besar atau $K > 1$ maka reaksi berjalan searah, yaitu ke kanan (*irreversible*).

BAB II

URAIAN PROSES

Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) adalah reaktor yang digunakan di Pabrik kimia fenol dari kumena hidroperoksida dengan katalis asam sulfat kapasitas produksi 50.000 ton/tahun. Ada 3 tahapan proses produksi fenol yaitu:

1. Persiapan bahan baku.
2. Pembentukan produk.
3. Pemisahan dan pemurnian.

II.1 Persiapan Bahan Baku

Pada proses persiapan bahan baku digunakan untuk menyiapkan bahan utama. Bahan utama kumena hidroperoksida yang berasal dari tangki pada kondisi 30°C dengan tekanan 1 atm dipanaskan di *heat exchanger* hingga suhunya 80°C. Bahan baku dipompa untuk dialirkan ke Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB). Katalis asam sulfat yang berasal dari tangki dengan kondisi suhu 30°C serta tekanan 1 atmosfer dipanaskan di *heat exchanger* hingga suhunya 80°C lalu dialirkan ke Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan menggunakan pompa.

II.2 Pembentukan Produk

Kumena hidroperoksida dan katalis asam sulfat yang sudah dipanaskan di *heat exchanger* dengan suhu keluaran masing-masing 80°C dan tekanan 1 atm diumpankan ke reaktor. Pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) terjadi reaksi dekomposisi dalam fasa cair yang berlangsung secara eksotermal. Kondisi operasi reaktor dipertahankan pada suhu tetap sehingga ada panas yang harus diambil. Reaksi dekomposisi ini menggunakan reaktor dengan dilengkapi jaket pendingin.

Reaksi yang terjadi yaitu :



Konversi yang tercapai dalam reaktor sebesar 98% dengan menggunakan katalis asam sulfat dengan waktu reaksi dalam reaktor sebesar 3,4 menit.

II. 3 Pemisahan dan Pemurnian

Hasil keluaran reaktor berupa fenol, aseton, kumena hidroperoksida, asam sulfat, kumena, dan air selanjutnya dipanaskan di *heat exchanger* hingga suhunya 81,23°C dan dialirkan menuju menara destilasi menggunakan pompa. Hasil atas menara destilasi (MD-01) dengan suhu 60,44°C diembunkan di kondensor, hasil embunnya ditampung di *accumulator* sebagian di *reflux* ke menara distilasi dan sebagian besar destilat yang diambil sebagai produk utama berupa aseton sedangkan hasil bawah dari menara destilasi dengan suhu 177,49°C dialirkan ke *reboiler*. Hasil atas *reboiler* dimasukkan menuju kembali ke bagian bawah menara destilasi (MD-01) sedangkan sebagian lagi dialirkan menuju ke menara destilasi (MD-02) untuk memisahkan air, kumena dan kumena hidroperoksida.

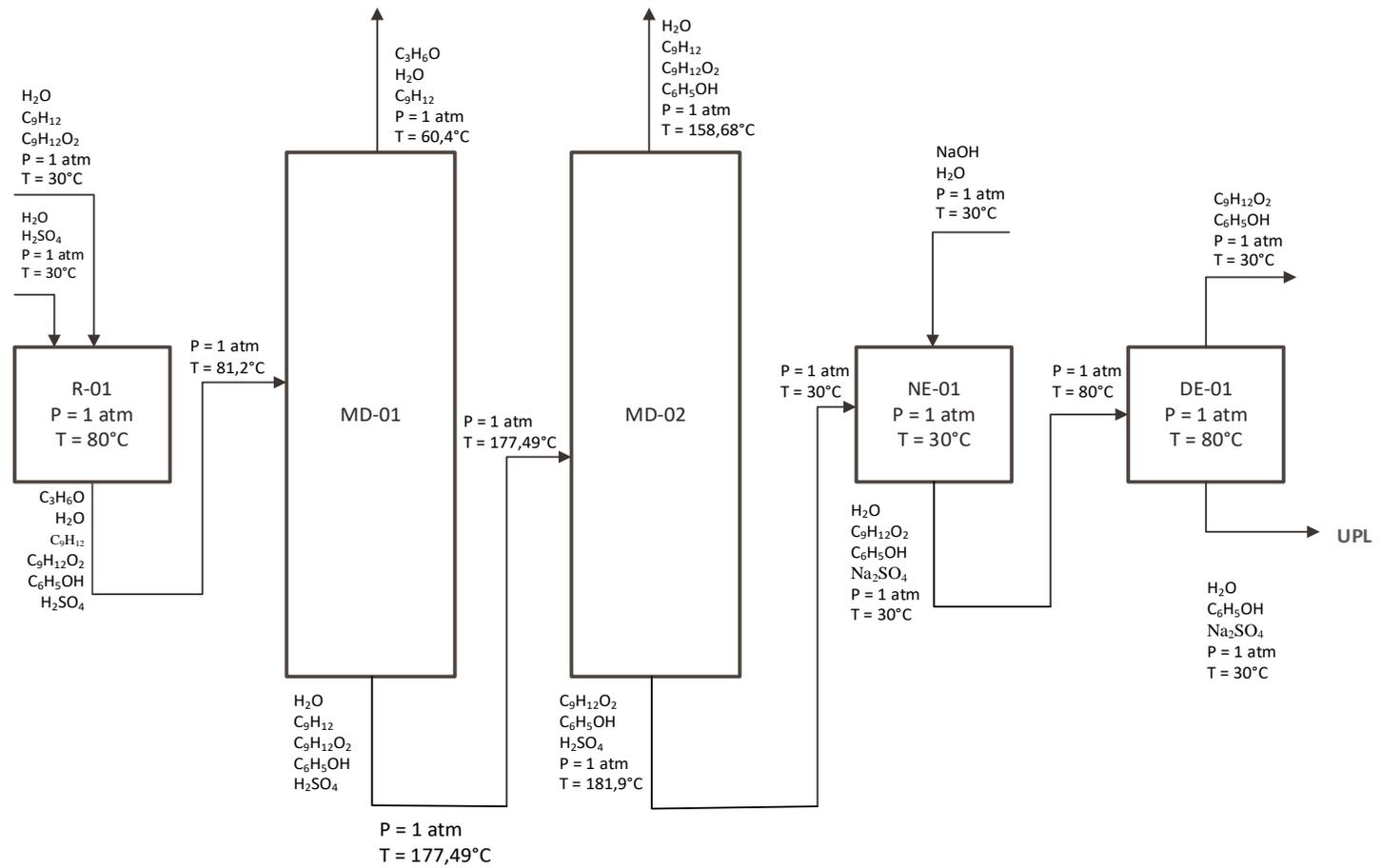
Di menara destilasi (MD-02) yang menjadi hasil atas yaitu air, kumena dan kumena hidroperoksida dengan suhu 158,69°C didinginkan menggunakan *cooler* hingga suhunya 30°C kemudian dialirkan ke dalam *neutralizer*. Dalam *neutralizer* terjadi reaksi penetralan asam sulfat dengan penambahan natrium hidroksida menjadi natrium sulfat yang terjadi di *temperatur* 30°C dan tekanan 1 atmosfer. Reaksi yang terjadi adalah :



Keluaran dari *neutralizer* masuk ke dekanter untuk dipisahkan berdasarkan perbedaan densitas yang sebelumnya telah dipanaskan di *heat exchanger* hingga suhunya 80°C. Di dalam dekanter terjadi pemisahan antar fase ringan dan fase berat yang tidak saling larut dengan kondisi operasi 80°C dan tekanan 1 atmosfer. Fase ringan berupa fenol dan sedikit kumena hidroperoksida yang merupakan produk utama kemudian didinginkan di *cooler* dan dialirkan ke tangki penyimpanan T-06, sedangkan fase berat berupa natrium sulfat dan H₂O yang kemudian di dinginkan di *cooler* dan dialirkan ke UPL.

II.4 Diagram Alir Kualitatif

Proses pembuatan fenol dari kumena hidroperoksida menggunakan katalis asam sulfat dapat diuraikan dalam sebuah proses diagram blok sederhana yang mencakup setiap arus dengan data, bahan-bahan dan juga pada tiap bloknnya dilengkapi dengan alat utama yang disertai dengan kondisi operasi dalam satuan tekanan (p) dalam atm dan suhu (T) dalam °C. Hal ini ditunjukkan sebagai berikut pada Gambar 1.4



Gambar 1. 4 Diagram Alir Kualitatif

BAB III

SPESIFIKASI BAHAN

III.1 Spesifikasi Bahan Baku

Kumena hidroperoksida merupakan bahan baku dari pabrik PT. *Haihang Industry Company* yang berada di China. Tabel III.1 mencantumkan standar sifat fisis bahan baku yang digunakan yaitu Kumena hidroperoksida sebagai berikut.

Tabel III. 1 Sifat Fisis Bahan Baku

Sifat Fisis	<i>Cumene Hydroperoxide</i>
Wujud	Cair
Rumus Molekul	$C_9H_{12}O_2$
Berat Molekul	152,19 g/mol
Titik Didih ($^{\circ}C$)	153 $^{\circ}C$
Titih Leleh ($^{\circ}C$)	10 $^{\circ}C$
Kemurnian	Minimum 90% berat
Impuritis	<i>Cumene</i> (maksimum 8,0%) Air (maksimum 2,0%)
Kelarutan	Sedikit larut dalam air (13 g/ml pada 20 $^{\circ}C$)
Densitas (15 $^{\circ}C$)	1,005 g/ml
Densitas (20 $^{\circ}C$)	1,03 g/ml

Sumber : (PT. *Haihang Industry Company*, 2019)

III.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

Bahan pembantu untuk katalis berupa asam sulfat dari pabrik PT. *Indonesian Acid Industry* yang berada di Jakarta Timur dan bahan pembantu *neutralizer* berupa natrium hidroksida dari PT. Nusa Indah Megah di Surabaya. Adapun spesifikasi sifat fisis dari bahan pembantu asam sulfat dan natrium hidroksida disajikan pada Tabel III.2

Tabel III. 2 Sifat Fisis Bahan Pembantu

Sifat Fisis	Asam Sulfat	Natrium Hidroksida
Wujud	Cair	Cair
Rumus Molekul	H ₂ SO ₄	NaOH
Berat Molekul	98,08 g/mol	40 g/mol
Titik Didih (°C)	270°C	1,39°C
Titik Leleh (°C)	-35 ⁰ C	323°C
Kemurnian	Minimum 98% berat H ₂ SO ₄	Minimum 35% NaOH
Impuritis	Maksimum 2,0% H ₂ O	Maksimum 65% H ₂ O
Kelarutan	Mudah larut dalam air pada 20 °C	Larut dalam air (0,0011 g/ml pada 20°C dan 0.0034 g/ml pada 100 °C)
Densitas (20 °C)	1,1 g/ml	2,13 g/ml

Sumber : (PT. Indonesian Acid Industry, 2019; PT. Nusa Indah Megah, 2019)

III.3 Spesifikasi Produk

Produk utama berupa fenol dan produk samping berupa aseton. Adapun spesifikasi sifat fisis dari produk fenol dan aseton disajikan pada Tabel III.3

Tabel III. 3 Sifat Fisis Produk

Sifat Fisis	Phenol	Aseton
Wujud	Cair	Cair
Rumus Molekul	C ₆ H ₅ OH	C ₃ H ₆ O
Berat Molekul	94,11 g/mol	58,08 g/mol
Titik Didih (°C)	181,75°C	56°C
Titik Leleh (°C)	40,91°C	-94,6°C
Kemurnian	Minimum 99,9% berat	Minimum 99,9% berat
Impuritis	CHP 0,1%	Cumene 0,1%
Kelarutan	Sedikit larutan dalam air 8,3 g/ ml (dalam suhu 20°C)	Larutan dalam air (dalam suhu 20°C)
Densitas (20 °C)	1,0722 g/ml	0,790 g/ml

Sumber : (Krik & Othmer, 1969; Perry, 1999)

Adapun produk berupa produk samping yaitu Natrium Sulfat. Spesifikasi sifat fisis Natrium Sulfat disajikan pada Tabel III.4

Tabel III. 4 Sifat Fisis Produk Samping

Sifat Fisis	Natrium Sulfat
Wujud	Cair
<i>Molecular Formula</i>	Na ₂ SO ₄
<i>Molecular Weight</i>	142,02 g/mol
<i>Boiling Point</i> (°C)	1429°C
<i>Melting Point</i> (°C)	884°C
Kemurnian	Minimum 99,9% berat NaSO ₄
Kelarutan	Larut dalam air (49 g/ml)
Densitas	2,70 g/ml

Sumber : (Perry, 1999)

BAB IV
NERACA MASSA

IV.1 Neraca Massa Alat

IV.1.1 Neraca Massa Per Alat

Tabel IV. 1 Neraca Massa Pada Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
C ₃ H ₆ O	0,0000	0,0000	4090,7626
H ₂ O	243,0665	0,2887	243,3543
C ₉ H ₁₂	972,2662	0,0000	972,2662
C ₉ H ₁₂ O ₂	10937,9947	0,0000	218,7599
C ₆ H ₅ OH	0,0000	0,0000	6628,4722
H ₂ SO ₄	0,0000	14,0981	14,0981
Sub total	12153,3274	14,3859	12167,7133
Total	12167,7133		12167,7133

Tabel IV. 2 Neraca Massa Pada Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C ₃ H ₆ O	4090,7626	4090,7626	0,0000
H ₂ O	243,3543	240,9207	2,4335
C ₉ H ₁₂	972,2662	9,7227	962,5435
C ₉ H ₁₂ O ₂	218,7599	0,0000	218,7599
C ₆ H ₅ OH	6628,4722	0,0000	6628,4722
H ₂ SO ₄	14,0981	0,0000	14,0981
Sub total	12167,7133	4341,4060	7826,3073
Total	12167,7133	12167,7133	

Tabel IV. 3 Neraca Massa Pada Menara Destilasi-02 (MD-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
H ₂ O	2,4335	2,4335	0,0000
C ₉ H ₁₂	962,5435	962,5435	0,0000
C ₉ H ₁₂ O ₂	218,7599	218,5411	0,2188
C ₆ H ₅ OH	6628,4722	6,6285	6621,8438
H ₂ SO ₄	14,0981	0,0000	14,0981
Sub total	7826,3073	1190,1467	6636,1607
Total	7826,3073	7826,3073	

Tabel IV. 4 Neraca Massa Pada Neutralizer-01 (NE-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
H ₂ O	0,0000	56,3466	61,5270
C ₉ H ₁₂ O ₂	0,2188	0,0000	0,2188
C ₆ H ₅ OH	6621,8438	0,0000	6621,8438
NaOH	0,0000	11,4993	0,0000
H ₂ SO ₄	14,0981	0,0000	0,0000
Na ₂ SO ₄	0,0000	0,0000	20,4170
Sub total	6636,1607	67,8459	6704,0066
Total	6704,0066		6704,0066

Tabel IV. 5 Neraca Massa Pada Decanter-01 (DC-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
H ₂ O	61,5270	0,0000	61,5270
C ₉ H ₁₂ O ₂	0,2188	0,2188	0,0000
C ₆ H ₅ OH	6621,8438	6290,7516	331,0922
Na ₂ SO ₄	20,4170	0,0000	20,4170
Sub total	6704,0066	6290,97032	413,0362
Total	6704,0066	6704,0066	

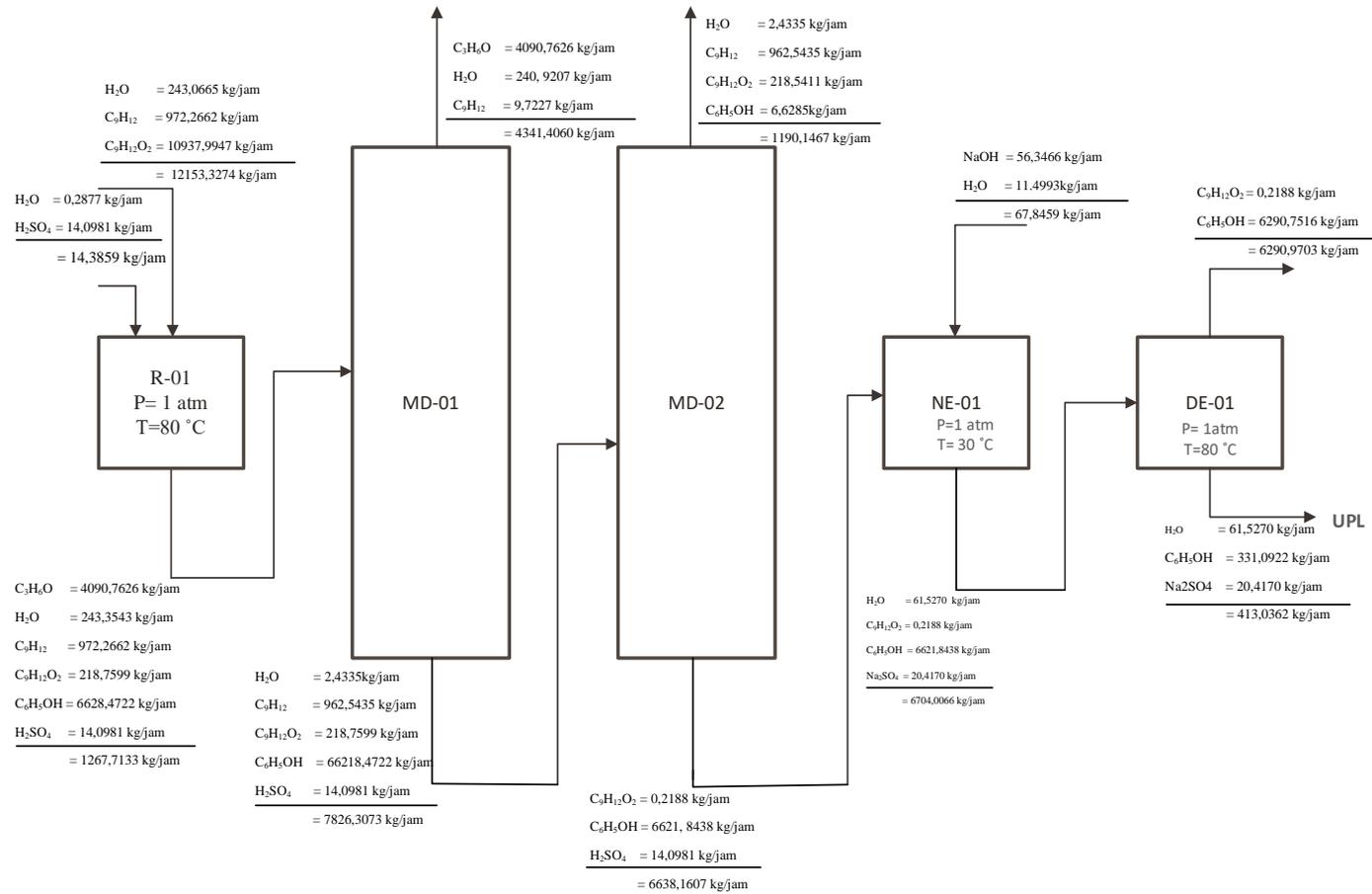
IV.1.2 Neraca Massa Total

Tabel IV. 6 Neraca Massa Total

No	Komponen	Input			Output			
		Arus 1 kg/jam	Arus 2 kg/jam	Arus 8 kg/jam	Arus 4 kg/jam	Arus 6 kg/jam	Arus 10 kg/jam	Arus 11 kg/jam
1	C ₃ H ₆ O	0,0000	0,0000	0,0000	4090,7626	0,0000	0,0000	0,0000
2	H ₂ O	243,0665	0,2877	56,3466	240,9207	2,4335	0,0000	61,5270
3	C ₉ H ₁₂	972,2662	0,0000	0,0000	9,7227	962,5435	0,0000	0,0000
4	C ₉ H ₁₂ O ₂	10937,9947	0,0000	0,0000	0,0000	218,5411	0,2188	0,0000
5	C ₆ H ₅ OH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	6,6285	6290,7516	331,0922
6	H ₂ SO ₄	0,0000	14,0981	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
7	NaOH	0,0000	0,0000	11,4993	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
8	Na ₂ SO ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	20,4172
Sub Total		12153,3274	14,3859	67,8459	4341,4060	1190,1467	6290,9703	413,0362
Total		12235,5592			12235,5592			

IV.2 Diagram Alir Kuantitatif

Merupakan susunan blok yang menggambarkan proses pembuatan fenol dari kumena hidroperoksida menggunakan katalis asam sulfat dimana tiap arus dilengkapi data bahan-bahan yang mengalir beserta laju alirnya (dalam kg/jam), seperti dapat dilihat pada Gambar II.1



Gambar IV. 1 Diagram alir kuantitatif

BAB V
NERACA PANAS

V.1 Neraca Panas Alat

V.1.1 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel V. 1 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Panas Umpan (Qc)	233,2171	-
Entalpi Reaksi (ΔH_r)	3999,3108	-
Panas Produk (Qh)	-	362,9288
Beban Pendingin (QH)	-	3869,5990
Total	4232,5279	4232,5279

V.1.2 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-01)

Tabel V. 2 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q Umpan	6.714.006,6732	
Q reboiler	71.098.399,0574	
Q destilat		395.789,6813
Q condenser		3.986.023,0171
Q bottom		73.430.593,0323
Total	77.812.405,7307	77.812.405,7307

V.1.3 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-02)

Tabel V. 3 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-02)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q Umpan	31.974.544,8503	
Q reboiler	646.448.859,3589	
Q destilat		261.812,8375
Q condenser		2.324.483,9603
Q bottom		675.837.107,4114
Total	678.423.404,2092	678.423.404,2092

V.1.4 Neraca Panas *Neutralizer* (NE-01)

Tabel V. 4 Neraca Panas *Neutralizer* (NE-01)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Umpan	3,729	-
Produk	-	203,973
Beban Panas (Qr)	200,245	-
Total	203,9735	203,9735

V.1.5 Neraca Panas Dekanter (DC-01)

Tabel V. 5 Neraca Panas Dekanter (DC-01)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Panas Umpan	200638,0217	-
Panas Produk	-	200638,0217
Total	200638,0217	200638,0217

V.1.6 Neraca Panas Heater (HE-01)

Tabel V. 6 Neraca Panas Heater (HE-01)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan	20501,4165	-
Q Produk	-	230922,0913
Q pemanas	210420,6748	-
Total	230922,0913	230922,0913

V.1.7 Neraca Panas Heater (HE-02)

Tabel V. 7 Neraca Panas Heater (HE-02)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan	25,5460	-
Q Produk	-	287,3803
Q pemanas	261,8343	-
Total	287,3803	287,3803

V.1.8 Neraca Panas Heater (HE-03)

Tabel V. 8 Neraca Panas Heater (HE-03)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan	359806,1322	-
Q Produk	-	367918,6717
Q pemanas	8112,5395	-
Total	367918,6717	367918,6717

V.1.9 Neraca Panas *Heater* (HE-04)

Tabel V. 9 Neraca Panas *Heater* (HE-04)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan	17647,8526	-
Q Produk	-	396964,5007
Q pemanas	379316,6480	-
Total	396964,5007	396964,5007

V.1.10 Neraca Panas *Cooler* (CL-01)

Tabel V. 10 Neraca Panas *Cooler* (CL-01)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Entalpi Umpan	361.157,27	-
Entalpi Produk	-	50204,49311
Pendingin	-	310952,772
Total	361157,2651	361157,2651

V.1.11 Neraca Panas Cooler (CL-02)

Tabel V. 11 Neraca Panas Cooler (CL-02)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Entalpi Umpan	294.238,5853	-
Entalpi Produk	-	10.305,9175
Pendingin	-	283.932,6678
Total	294.238,5853	294.238,5853

V.1.12 Neraca Panas Cooler (CL-03)

Tabel V. 12 Neraca Panas Cooler (CL-03)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Entalpi Umpan	2.428.455,77	-
Entalpi Produk	-	145356,6237
Pendingin	-	2283099,143
Total	2428455,767	2428455,767

V.1.13 Neraca Panas Cooler (CL-04)

Tabel V. 13 Neraca Panas Cooler (CL-04)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Entalpi Umpan	773341,2945	
Entalpi Produk		68765,24765
Pendingin		704576,0468
Total	773341,2945	773341,2945

V.1.14 Neraca Panas Cooler (CL-05)

Tabel V. 14 Neraca Panas Cooler (CL-05)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Entalpi Umpan	56577,85001	
Entalpi Produk		5071,929498
Pendingin		51505,92051
Total	56577,85001	56577,85001

BAB VI
SPESIFIKASI ALAT

VI.1 Reaktor (R-01)

Spesifikasi reaktor yang digunakan adalah sebagai berikut:

Tabel VI. 1 Spesifikasi Reaktor

Keterangan	Reaktor
Kode alat	R-01
Fungsi	Mereaksikan <i>cumene hydroperoxide</i> dengan asam sulfat
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Temperatur	80°C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi:	
Diameter	2,3894 m
Tinggi	4,7787 m
Tebal <i>head</i>	1,0475 in
Jumlah	1 buah
Bahan	<i>Stainless steel (SA- 167 Grade, Tipe 316)</i>
Waktu tinggal	0,7102 Jam
Volume	8,92333 m ³
Tinggi <i>head</i>	1,1760 m
Tipe pengaduk	<i>Marine Propeller with 3 Blades and 4 Baffles</i>
Diameter <i>propeller</i>	0,3982 m
Power pengaduk	1,3 HP
Pendingin	Jaket Reaktor
Diameter Jaket	2,4913 m
Tinggi <i>shell</i> jaket	0,4760 m
Tin Pendingin	30°C
Tout Pendingin	40 °C

VI.2 Menara Distilasi

Tabel VI. 2 Spesifikasi Menara Destilasi

Keterangan	Menara Distilasi-01	Menara Distilasi-02
Kode Alat	(MD-01)	(MD-02)
Fungsi	Memisahkan produk samping C_3H_6O dan sebagian H_2O dan C_9H_{12} dengan produk utama C_6H_5OH dan sebagian H_2O , C_9H_{12} dan $C_9H_{12}O_2$ yang keluar dari Reaktor-01	Memisahkan H_2O , C_9H_{12} dan sebagian $C_9H_{12}O_2$ dengan produk utama C_6H_5OH yang keluar dari MD-01
Type Alat	<i>Sieve Tray Distillation Coloumn</i>	<i>Sieve Tray Distillation Coloumn</i>
Kondisi operasi :		
Tekanan	1 atm	1 atm
Suhu Umpan	81,23 °C	176,49 °C
Suhu Distilat	60,44 °C	158,68 °C
Suhu Bottom	177,49 °C	181,91°C
Jumlah plate	27 buah	30 buah
Ukuran Menara :		
Diameter Menara	0,8299 m	0,8299 m
Diameter Bawah	0,7140 m	0,7140 m
Tinggi Menara	10,2677 m	10,2677 m
Jenis Head	<i>Torispherical dished head</i>	<i>Torispherical dished head</i>
Tebal Head	0,18750 in	0,18750 in
Pipa Umpan	1,50000 in	1,25000 in
Pipa Menuju Kondensor	2,50000 in	1,50000 in
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>

VI.3 Neutralizer (N-01)

Spesifikasi *Neutralizer* (N-01) yang digunakan adalah sebagai berikut:

Tabel VI. 3 Spesifikasi *Neutralizer* (N-01)

Keterangan	<i>Neutralizer</i>
Kode alat	NE-01
Fungsi	Menetralkan asam sulfat dengan <i>sodium hydroxide</i> menjadi <i>sodium hydrogen sulfate</i>
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm
Tinggi Neutralizer	1,872 m
Tebal <i>shell</i>	0,005 m
Jumlah	1 buah
Bahan	<i>Stainless steel (SA- 167 Grade, Tipe 316)</i>
Power pengaduk	0,026 HP

VI.4 Dekanter (D-01)

Spesifikasi Dekanter (D-01) yang digunakan adalah sebagai berikut:

Tabel VI. 4 Spesifikasi Dekanter (D-01)

Keterangan	Dekanter
Kode alat	DC-01
Fungsi	Memisahkan fraksi berat dan fraksi ringan yang keluar dari <i>Neutralizer-01 (NE-01)</i>
Jenis	Dekanter Silinder Vertikal
Temperatur	80°C
Tekanan	1 atm
Panjang Dekanter	1,4851 m
Diameter Dekanter	0,0297 m
Tebal <i>shell</i>	0,1372 in
Jumlah	1 buah
Bahan	<i>Stainless steel (SA- 167 Grade, Tipe 316)</i>
Waktu Pemisahan	<i>0,015 Jam</i>

VI.5 Tangki

Spesifikasi Tangki yang digunakan adalah sebagai berikut :

Tabel VI. 5 Spesifikasi Tangki

Keterangan	Tangki-01	Tangki-02	Tangki-03	Tangki-04	Tangki-05	Tangki-06
Kode Alat	T-01	T-02	T-03	T-04	T-05	T-06
Fungsi	Menyimpan bahan baku <i>cumene hydroperoxide</i>	Menyimpan bahan baku H ₂ SO ₄	Menyimpan bahan baku NaOH	Menyimpan Hasil atas MD-01	Menyimpan Hasil MD-02	Menyimpan Produk Fenol
Type Alat	silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical roof</i>	silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical roof</i>	silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical roof</i>	silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical roof</i>	silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical roof</i>	silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical roof</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 grade 11 Type 316</i>	<i>Stainless steel SA 167 grade 3 type 304</i>	<i>Stainless steel SA 167 grade 11 Type 316</i>	<i>Stainless steel SA 167 grade 11 Type 316</i>	<i>Stainless steel SA 167 grade 11 Type 316</i>	<i>Stainless steel SA 167 grade 11 Type 316</i>
Keterangan	Tangki-01 dan Tangki - 02	Tangki-03	Tangki-04	Tangki-05	Tangki-06	Tangki-07
Kapasitas	12153,3274 kg/jam	14,3859 kg/jam	67,8459 kg/jam	4341,4060 kg/jam	1190,1467 kg/jam	6290,9703 kg/jam
Suhu	30 °C					
Tekanan	1 atm					
Persediaan	14 hari	7 hari	7 hari	14 hari	14 hari	14 hari
Spesifikasi :						
Diameter	36,58 m	4,57 m	6,10 m	27,43 m	15,24 m	36,58 m
Course Plate	21	6	6	18	9	21
Tinggi total	13,37 m	3,78 m	3,80 m	11,42 m	5,75 m	13,38 m
Tebal Head	0,005 m					

VI.6 Heater

Spesifikasi *Heater* yang digunakan adalah sebagai berikut :

Tabel VI. 6 Spesifikasi Heater

Keterangan	<i>Heater-01</i>	<i>Heater-02</i>	<i>Heater-03</i>	<i>Heater-04</i>
Kode Alat	HE-01	HE-02	HE-03	HE-04
Fungsi	Memanaskan larutan $C_9H_{12}O_2$	Memanaskan larutan H_2SO_4	Memanaskan larutan keluaran Reaktor-01	Memanaskan larutan keluaran <i>Neutralizer</i>
Type Alat	<i>Double Pipe Exchanger</i>	<i>Double Pipe Exchanger</i>	<i>Double Pipe Exchanger</i>	<i>Double Pipe Exchanger</i>
Jenis Aliran	<i>Counter-current</i>	<i>Counter-current</i>	<i>Counter-current</i>	<i>Counter-current</i>
Suhu	30-80 °C	30-80 °C	80-81 °C	30-80 °C
Luas Transfer Panas	79,3419 ft ²	0,1975 ft ²	4,28087 ft ²	143,0263 ft ²
Fluida Panas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
Spesifikasi				
Keterangan	<i>Heater-01</i>	<i>Heater-02</i>	<i>Heater-03</i>	<i>Heater-04</i>
Pass	1	1	1	1
OD pipa,	0,75 in	0,75 in	0,75 in	0,75 in
BWG	18	18	18	18
ID tube	0,902 in	0,902 in	0,902 in	0,902 in
Pitch	<i>in square pitch</i>	<i>in square pitch</i>	<i>in square pitch</i>	<i>in square pitch</i>
ID shell	8,00 in	8,00 in	8,00 in	8,00 in
Keterangan	<i>Heater-01</i>	<i>Heater-02</i>	<i>Heater-03</i>	<i>Heater-04</i>
Jumlah Tube	37	92	61	37
Pass	1	1	1	1
Bahan	Plate Steel SA. 283 Grade C	<i>Stainless Steel SA 167 tipe 316</i>	Plate Steel SA. 283 Grade C	Plate Steel SA. 283 Grade C

VI.7 Cooler

Spesifikasi *Cooler* yang digunakan adalah sebagai berikut :

Tabel VI. 7 Spesifikasi *Cooler*

Keterangan	<i>Cooler-01</i>	<i>Cooler-02</i>	<i>Cooler-03</i>	<i>Cooler-04</i>	<i>Cooler-05</i>
Kode Alat	CL-01	CL-02	CL-03	CL-04	CL-05
Fungsi	Mendinginkan produk keluar atas MD-01	Mendinginkan hasil atas MD-02	Mendinginkan hasil bawah MD-02 sebagai umpan Netralizer	Mendinginkan hasil fraksi ringan dekanter (Produk)	Mendinginkan hasil fraksi berat dekanter (UPL)
Jenis Alat	<i>Double pipe Exchanger</i>	<i>Double pipe Exchanger</i>	<i>Double pipe Exchanger</i>	<i>Double Pipe Exchanger</i>	<i>Double Pipe Exchanger</i>
Luas Transsfer panas	98,8274 ft ²	41,2364 ft ²	175,4666 ft ²	154,3898 ft ²	11,2862 ft ²
Spesifikasi					
Jumlah Tube	16 buah	203 buah	92 buah	170 buah	165 buah
Diameter luar	0,75 in	0,75 in	0,75 in	0,75 in	0,75 in
BWG	8	15	8	8	8
Pass	1	1	1	1	1
Uc	228,6929315	62,1066	7,543756306	2,0209	104,015597
Ud	235,9324	5,1741	72,8512	34,6897	2,6127
Bahan Konstruksi	<i>Plate steel SA. 283 Grade C</i>	<i>Plate steel SA. 283 Grade C</i>	<i>Plate steel SA. 283 Grade C</i>	<i>Plate steel SA. 283 Grade C</i>	<i>Plate steel SA. 283 Grade C</i>

VI.8 Kondensor

Spesifikasi Kondensor yang digunakan adalah sebagai berikut :

Tabel VI. 8 Spesifikasi Kondensor

Keterangan	Kondensor-01	Kondensor-02
Kode Alat	CD-01	CD-02
Fungsi	Mengembunkan uap hasil MD-01	Mengembunkan uap hasil MD-02
Jenis Alat	<i>Shell and Tubes Exchanger</i>	<i>Shell and Tubes Exchanger</i>
<i>Hot Fluid</i>	<i>Gases</i>	<i>Gases</i>
<i>Cold Fluid</i>	<i>Water</i>	<i>Water</i>
Diameter luar Pipa	0,75 in	0,75 in
Uc	181,7848	423,0354
Ud	117,6331	186,4326
Bahan Konstruksi	<i>Plate Steel SA. 283 Grade C</i>	<i>Plate Steel SA. 283 Grade C</i>

VI.9 Reboiler

Spesifikasi Reboiler yang digunakan adalah sebagai berikut :

Tabel VI. 9 Spesifikasi Reboiler

Keterangan	Reboiler-01	Reboiler-02
Kode Alat	RB-01	RB-02
Fungsi	Menguapkan cairan hasil bawah MD-01	Menguapkan cairan hasil bawah MD-02
Jenis Alat	<i>Kettle Reboiler</i>	<i>Kettle Reboiler</i>
Luas Transfer Panas	103,7072 ft ²	8941,9734 ft ²
Fluida Pemanas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
Fluida Pendingin	<i>Light Organics</i>	<i>Light Organics</i>
Diameter luar Pipa	0,75 in	0,75 in
Uc	201,9669	77,3778
Ud	30,9278	2666,6985
Bahan Konstruksi	<i>Plate Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Plate Steel SA.283 Grade C</i>

VI.10 Accumulator

Spesifikasi *Accumulator* yang digunakan adalah sebagai berikut :

Tabel VI. 10 Spesifikasi Accumulator

Keterangan	Accumulator-01	Accumulator-02	Accumulator-03	Accumulator-04
Kode Alat	ACC-01	ACC-02	ACC-03	ACC-04
Fungsi	Sebagai penampung arus keluaran atas pada MD-01 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluaran	Sebagai penampung arus keluaran atas pada MD-02 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluaran	Sebagai penampung arus keluaran atas pada dekanter untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluaran	Sebagai penampung arus keluaran bawah pada dekanter untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluaran
Tipe Alat	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder horizontal
Diameter	1,1153 m	0,2635m	1,0972 m	0,0731 m
Panjang	7,1683 m	1,7764 m	7,0509 m	0,5890 m
Tebal	0,1875 m	0,1875 m	0,1875 m	0,1875 m
Bahan Konstruksi	<i>Plate Stell SA.167 Grade 3</i>	<i>Plate Stell SA.167 Grade 3</i>	<i>Plate Stell SA.167 Grade 3</i>	<i>Plate Stell SA.167 Grade 3</i>

VI.11 Pompa

Tabel VI. 11 Spesifikasi Pompa

Keterangan	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04	Pompa-05
Kode Alat	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05
Fungsi	Mengalirkan CHP ke tangki-01 dengan kecepatan 12153,3274 kg/jam.	Mengalirkan umpan H ₂ SO ₄ ke tangki-02 dengan kecepatan 14,3859 kg/jam.	Mengalirkan umpan CHP dari (T-01) ke reaktor-01 dengan kecepatan 12153,3274 kg/jam.	Mengalirkan umpan H ₂ SO ₄ ke Reaktor-01 dengan kecepatan 14,3859 kg/jam.	Mengalirkan hasil Reaktor-01 ke MD-01 dengan kecepatan 12167,7133 kg/jam.
Type Alat	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>
Pemilihan pipa :					
D nominal	3 in	0,1250 in	2,5 in	0,1250 in	3 in
OD	3,5 in	0,4050	2,8800 in	0,4050 in	3,0680 in
Sch	40	40	40	40	40
ID	3,0680 in	0,2690 in	2,4690 in	0,2690 in	3,5000 in
Flow Area per pipe (at)	7,3800 in ²	0,0580 in ²	4,7900 in ²	0,0580 in ²	7,3800 in ²
Kapasitas Pompa	52,2991 gpm	0,0350 gpm	52,2991 gpm	0,0350 gpm	61,1089 gpm
Head Pompa	43,5023 m	8,7360 m	4,0330 m	3,3114 m	16,1744 m
Power Pompa	1,3082 Hp	0,0003 Hp	0,1213 Hp	0,0001 Hp	0,4870 Hp
Power Motor	2 Hp	1 Hp	1 Hp	1 Hp	1 Hp
Efisiensi Motor	80 %	80%	80%	80%	80%

Keterangan	Pompa-06	Pompa-07	Pompa-08	Pompa-09	Pompa-10
Kode Alat	P-06	P-08	P-08	P-09	P-10
Fungsi	Mengalirkan hasil atas MD-01 sebagai produk samping ke tangki-04 dengan kecepatan 4341,4060 kg/jam.	Mengalirkan hasil bawah MD-01 sebagai umpan MD-02 dengan kecepatan 7826,3073 kg/jam.	Mengalirkan hasil atas MD-02 ke tangka-05 dengan kecepatan 1190,1467 kg/jam.	Mengalirkan keluaran hasil bawah MD-02 sebagai umpan <i>Neutralizer</i> dengan kecepatan 6636,1607 kg/jam.	Mengalirkan NaOH ke tangki-03 dengan kecepatan 67,8459 kg/jam.
Type Alat	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>
Pemilihan pipa :					
D nominal	2,5000 in	2,5000 in	1,0000 in	2,5000 in	0,2500 in
OD	2,8800 in	2,4690 in	1,0490 in	2,8800 in	0,5400 in
Sch	40	40	40	40	40
ID	2,4690 in	2,8800 in	1,3200 in	2,4690 in	0,3640 in
Flow Area per pipe (at)	4,7900 in ²	4,7900 in ²	0,8640 in ²	4,7900 in ²	0,1040 in ²
Kapasitas Pompa	57,6389 gpm	37,8210 gpm	6,7208 gpm	60,9785 gpm	0,2546 gpm
Head Pompa	17,0141 m	4,6034 m	9,0747 m	32,1374 m	9,5419 m
Power Pompa	0,1828 Hp	0,0891 Hp	0,0267 Hp	0,5277 Hp	0,0018 Hp
Power Motor	1 Hp	1Hp	1Hp	1 Hp	1Hp
Efisiensi Motor	80 %	80 %	80 %	80 %	80 %

Keterangan	Pompa-11	Pompa-12	Pompa-13	Pompa-14	Pompa 15
Kode Alat	P-11	P-12	P-13	P-14	
Fungsi	Mengalirkan umpan NaOH dari tangki-03 <i>neutralizer-01</i> dengan kecepatan 67,8459 kg/jam	Mengalirkan keluaran <i>neutralizer-01</i> ke <i>decanter</i> dengan kecepatan 12167,7133 kg/jam	Mengalirkan hasil fraksi ringan dekanter sebagai umpan ke Tangki 06 (Produk) dengan kecepatan 6290,9703 kg/jam	Mengalirkan hasil fraksi berat dekanter sebagai umpan ke UPL dengan kecepatan 81,9440 kg/jam.	Mengalirkan CHP ke tangki-02 dengan kecepatan 12153,3274 kg/jam.
Type Alat	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>
Pemilihan pipa :					
D nominal	0,2500 in	3,0000 in	2,5000 in	0,2500 in	3 in
OD	0,5400 in	3,0680 in	2,8800 in	0,5400 in	3,5 in
Sch	40	40	40	40	40
ID	0,3640 in	3,5000 in	2,4690 in	0,3640 in	3,0680 in
Flow Area per pipe (at)	0,1040 in ²	7,3800 in ²	4,7900 in ²	0,1040 in ²	7,3800 in ²
Kapasitas Pompa	0,2546 gpm	61,1089 gpm	57,8300 gpm	0,2687 gpm	52,2991 gpm
Head Pompa	3,0854 m	2,1879 m	42,6501 m	9,2065 m	43,4571 m
Power Pompa	0,0006 Hp	0,0659 Hp	0,6639 Hp	0,0019 Hp	1,3068 hp
Power Motor	1 Hp	1 Hp	1 Hp	1 Hp	2 Hp
Efisiensi Motor	80 %	80 %	80 %	80 %	80%

BAB VII

UTILITAS

Utilitas adalah unit yang menunjang untuk penyediaan bahan suatu proses operasi agar dapat berjalan dengan lancar. Pada unit utilitas di pabrik fenol ini meliputi unit-unit sebagai berikut:

Adapun penyediaan utilitas ini meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment Plant*)
2. Unit Pembangkit *Steam*
3. Unit Penyediaan Bahan Bakar
4. Unit Pengolahan Limbah
5. Unit Laboratorium

VII.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Unit Penyediaan dan pengolahan air adalah salah satu unit untuk proses pengolahan air digunakan agar dapat memenuhi kebutuhan operasi air suatu pabrik. Oleh karena itu diperlukan air baik sumbernya dari air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber penyediaan air. Dalam perancangan pabrik fenol ini kebutuhan air bersih diperoleh dari air sungai Cidanau yang terdapat di sekitar lokasi kawasan industri tempat pabrik akan didirikan. Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan :

1. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.
2. Pengolahan air sungai relatif mudah dan sederhana serta biaya pengolahannya relatif murah.
3. Air termasuk dalam sumber alam yang dapat diperbarui karena terus - menerus dipulihkan siklus hidrologi yang berlangsung.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik yang berasal dari air sungai digunakan untuk :

a. Air pendingin

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

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

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin :

- Kesadahan/ kekerasan air, yang dapat menyebabkan kerak karena terdapat kandungan garam seperti Ca dan Mg.
- Oksigen terlarut, yang dapat menimbulkan korosi.
- Minyak, penyebab terganggunya film *corrosion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

b. Sebagai pemadam kebakaran (*hydrant*) dan alat-alat pemadam lain.

c. Air umpan Boiler (*Boiler Feed Water*).

d. Air rumah tangga dan sanitasi (Air untuk Domestik).

e. Air perkantoran dan laboratorium.

Air yang diperoleh dari sungai harus diproses terlebih dahulu. Air yang telah diproses kemudian digunakan sebagai air pendingin, air minum, air umpan boiler dan air proses. Air untuk umpan boiler harus dilunakkan terlebih dahulu untuk menghilangkan kesadahannya dengan proses demineralisasi, deaerasi dan penambahan senyawa-senyawa kimia tertentu. Secara sederhana pengolahan air

meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi dan deaerasi. Bahan-bahan kimia yang digunakan dalam proses pengolahan air adalah sebagai berikut :

- Alum [$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$]
- Natrium Karbonat [Na_2CO_3]
- Kaporit [$\text{Ca}(\text{OCl})_2$]
- Kalsium Hidroksida [CaOH]
- Natrium Hidroksida [NaOH]

VII.1.1 Proses Pengolahan Air dari Sungai

Proses pengolahan air sungai meliputi :

a. Pemisahan kotoran dari air sungai (*screening*)

Pemisahan dilakukan dengan cara melewatkan air sungai melalui kisi-kisi besi, dengan tujuan agar air sungai bersih dari kotoran-kotoran fisik, berupa kayu, sampah dan lain-lain. Selain itu, dikarenakan agar dapat menjaga alat tetap baik dan juga tidak mengganggu proses selanjutnya.

b. Pengendapan lumpur

Tahap kedua adalah penampungan air sungai ke dalam bak air sungai, dan selanjutnya dialirkan ke bak penampung sementara yang ada di dalam pabrik. Pada fase ini, diharapkan lumpur, dedaunan, sampah, pasir dan lain-lain yang berukuran kecil dapat mengendap.

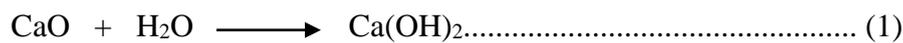
c. Flokulasi

Air dari bak pengendapan dipompa menuju *clarifier* untuk mengendapkan kotoran tersuspensi melalui penambahan bahan kimia tertentu. Penambahan ini akan menyebabkan terjadinya endapan yang disebut *flock*. Bahan kimia yang digunakan pada proses ini adalah tawas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ atau lebih dikenal dengan tawas, dengan fungsi sebagai koagulan. Flokulasi ini terjadi karena tawas

bereaksi dengan dengan bermuatan negatif sehingga akan bertemu dengan air keruh yang bermuatan positif. Karena perbedaan berat antara flok dengan air sehingga air tersebut akan turun dan akan mengendap.

Selain sifat fisik, masalah yang terdapat pada air sungai adalah sifat-sifat kimianya. Hal ini dikarenakan air sungai tersebut mengandung zat-zat yang terlarut didalamnya, yang dengan sendirinya akan mempengaruhi sifat fisis dan kimia air sungai tersebut. Sifat kimia yang sering menjadi masalah adalah kesadahan, yang terdiri dari :

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



$\text{Ca}(\text{OH})_2$ ditambahkan ke dalam air sadah dengan tujuan menghilangkan kesadahan sementara, menurut reaksi :



Dari reaksi di atas terlihat larutan kapur $\text{Ca}(\text{OH})_2$ selain berfungsi untuk menghilangkan kesadahan sementara, juga berfungsi untuk menciptakan suasana basa pada air sehingga dapat membantu proses koagulasi oleh alum menjadi lebih efektif.

2. Kesadahan tetap, yaitu air mengandung senyawa-senyawa, CaSO_4 , MgSO_4 , MgCO_3 . Untuk menghilangkan kesadahan tetap, digunakan Na_2CO_3 menurut reaksi:



Pada proses pembentukan flock melalui penambahan tawas, selain menyebabkan terjadinya endapan, juga membentuk gas CO_2 yang sebenarnya

harus dihindarkan keberadaannya di dalam tangki atau alat proses. Gas CO₂ akan dibebaskan dari air sehingga gas ini tidak mengganggu dalam proses dan dalam tangki itu sendiri.

d. Penyaringan *sand filter*

Pada tahapan ini air dilewatkan melalui penyaring yang berbentuk semacam *bed* yang berisi pasir dan kerikil. Air yang keluar dari *sand filter* ditampung di dalam bak penampung air bersih. Setelah melalui bagian ini, air siap didistribusikan ke setiap bagian unit sesuai dengan keperluannya.

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

VII.1. 2 Kebutuhan Air

1. Pendingin

Kebutuhan air pendingin pada area proses digunakan sebagai :

a. Cooler-01	= 185,6794	Kg/jam
b. Cooler-02	= 12,0757	Kg/jam
c. Cooler-03	= 100,2000	Kg/jam
d. Cooler-04	= 269,3961	Kg/jam
e. Cooler-05	= 30,7588	Kg/jam
f. Reaktor-01	= 11,0467	Kg/jam
g. Condenser-01	= 431,1479	Kg/jam
h. Condenser-02	= 341,8886	Kg/jam
	<hr/>	
	1.382,1903	Kg/jam

Setelah digunakan sebagai pendingin air yang hilang 20% dari kebutuhan air pendingin. Kebutuhan *make-up* air pendingin adalah :

$$= 20 \% \times 1.382,1903 \text{ Kg/jam}$$

$$= 276,4381 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{Total air pendingin} = 276,4381 \times 10\%$$

$$=27,6438 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total Kebutuhan air } recycle = 276,4381 \times 90\%$$

$$=248,7943 \text{ kg/jam}$$

2. Kebutuhan air umpan boiler

Air umpan boiler digunakan untuk membuat *steam*, *steam* yang digunakan sebagai pemanas meliputi :

a. Pemanas HE-01 = 2.069,5301 Kg/jam

b. Pemanas HE-02 = 2,5752 Kg/jam

c. Pemanas HE-03 = 79,7885 Kg/jam

d. Pemanas HE-04 = 3.730,6564 Kg/jam

e. Reboiler-01 = 7.951,0877 Kg/jam

f. Reboiler-02 = 681.447,0552 Kg/jam

$$695.280,6931 \text{ Kg/jam}$$

Diprediksi air yang hilang pada saat *blow down* 20% dari kebutuhan air untuk membuat steam. Kebutuhan air *make-up* boiler adalah :

$$= 20\% \times 695.280,69314 \text{ kg/jam}$$

$$= 139056,1386 \text{ kg/jam}$$

3. Air rumah tangga dan sanitasi

Dirancang pabrik mempunyai 80 unit kamar dengan penghuni tiap kamar sebanyak 2 orang, dianggap kebutuhan air tiap orang sebanyak 350 lt/hari.

$$\text{Kebutuhan air rumah tangga} = 80 \times 2 \times 60$$

$$= 9600 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Total keperluan domestik} = 823,3333 \text{ kg/jam}$$

4. Air Kantor

Diperkirakan kebutuhan air untuk karyawan 6660 kg/hari.

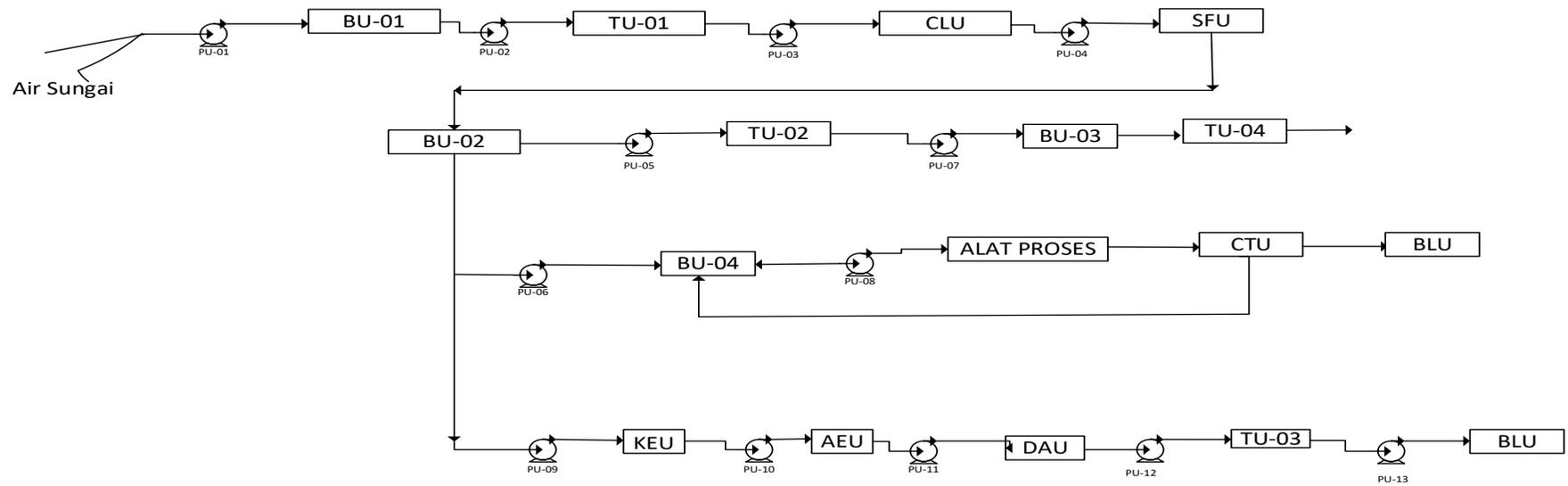
5. Bangunan Lain

kebutuhan air untuk setiap bangunan adalah :

a. Bengkel dan pos satpam = 200 Kg/hari

- b. Klinik dan kantor = 300 Kg/hari
- c. Laboratorium dan Control Room = 500 Kg/hari
- d. Pemadam Kebakaran dan Aula = 1.000 Kg/hari
- e. Kantin = 500 Kg/hari
- f. Masjid = 500 Kg/hari
- g. Kebun/Taman = 500 Kg/hari

Kebutuhan air didapat dengan pengolahan air sungai yang terletak didekat pabrik melalui beberapa tahap pengolahan air, sehingga diperoleh spesifikasi air yang sama dengan kebutuhan pabrik. Proses lengkap pengolahan dapat dilihat pada Gambar VII.1.



Keterangan :

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

Gambar VII. 1 Diagram Alir Pengolahan Air

VII.2 Unit Pembangkit *Steam*

Steam yang harus dibangkitkan adalah *steam* jenuh sebanyak 123294,8614 Kg/jam untuk keperluan pemanas pada boiler.

VII.3 Unit Pembangkit Listrik

Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak alat-alat proses misalnya pompa, dan alat-alat lainnya. Selain itu listrik digunakan juga untuk penerangan. Kebutuhan listrik total untuk pabrik fenol sebesar 341,9702 Kwh, listrik sebesar ini dipenuhi dari PLN, namun juga disediakan generator cadangan berkekuatan 500 kVA jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik kurang.

VII.4 Unit Penyedia Bahan Bakar

Menyediakan bahan bakar untuk menghidupkan boiler dan generator. Pada boiler dan generator digunakan bahan bakar solar 110,5613 kg/jam.

VII.5 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan pabrik ini dapat diklasifikasikan menjadi 2 yaitu:

a. Pengolahan Bahan Buangan Cair

Air buangan dari pabrik ini berupa :

1. Air yang mengandung bahan-bahan kimia
2. Buangan Sanitasi
3. *Back Wash Filter* air berminyak dari pompa
4. Sisa *Regenerasi Resin*
5. *Blow Down* Air Pendingin

Air buangan sanitasi berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan lumpur aktif, aerasi dan injeksi *chlorine*. *Chlorine* ini berfungsi sebagai desinfektan untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

Air berminyak yang berasal dari buangan pelumas pada pompa dipisahkan dengan cara perbedaan berat jenisnya. Minyak di bagian atas dialirkan ke bagian penampungan terakhir kemudian dibuang. Air sisa regenerasi dari unit demineralisasi mengandung NaOH dan H₂SO₄ yang kemudian dinetralkan dalam kolam penetralan. Penetralan dilakukan dengan larutan H₂SO₄ bila pH air buangan

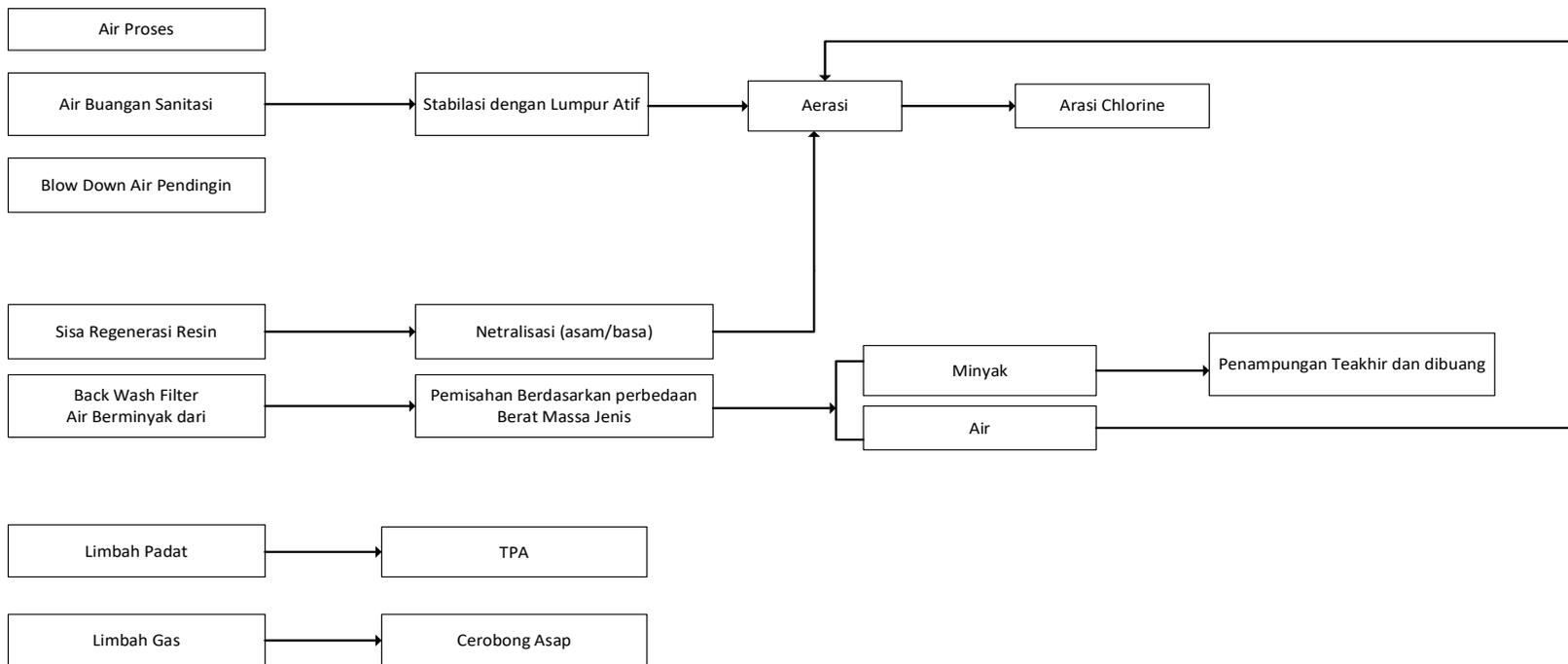
tersebut lebih dari 7, sedangkan jika pH air kurang dari 7 penetralan dilakukan dengan NaOH.

b. Pengolahan Bahan Buangan Gas

Untuk menghindari pencemaran udara dari bahan-bahan buangan gas maka dilakukan penanganan bahan buangan tersebut dengan cara membuat *stack* / cerobong asap dengan ketinggian tertentu sebagai alat untuk pembuang asap.

c. Pengolahan Bahan Buangan Padat

Limbah domestik berupa sampah-sampah dari keperluan sehari-hari seperti kertas dan plastik, sampah tersebut ditampung di dalam bak penampungan dan selanjutnya dikirim ke TPA (Tempat Pembuangan Akhir). Adapun sistem pengolahan limbah baik limbah cair, gas, maupun padat dapat ditunjukkan pada Gambar VII.2.



Gambar VII. 2 Diagram Alir Sistem Pengolahan Limbah

VII.6 Laboratorium

VII.6.1 Kegunaan Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk agar sesuai dengan spesifikasi yang ditetapkan. Sedangkan peran lain adalah pengendalian pencemaran lingkungan yang ditimbulkan dari proses berupa penanganan limbah padat, cair, maupun gas.

Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk mengingatkan dan menjaga kualitas atau mutu produk. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku, analisa proses, dan analisa kualitas produk.

Tugas laboratorium antara lain :

1. Memeriksa bahan baku dan bahan penolong yang akan digunakan
2. Menganalisa dan meneliti produk yang dipasarkan.
3. Memeriksa kadar zat-zat yang dapat menyebabkan pencemaran pada buangan pabrik agar sesuai dengan baku mutu yang telah ditetapkan.

VII.6.2 Program Kerja Laboratorium

1. Analisa bahan baku dan produk

Analisa pada bahan baku *cumene hydroperoxide*, asam sulfat dan *natrium hydroxide*, produk *phenol* dan aseton : kadar air, warna, densitas, viskositas, titik didih, *spesifik gravity* dan impuritas.

2. Analisa untuk keperluan utilitas

Adapun analisa untuk utilitas, meliputi :

- a. Air proses penjernihan, yang dianalisa adalah kadar pH, silikat sebagai SiO_2 , Ca sebagai CaCO_3 , sulfur sebagai SO_3 , klor sebagai Cl_2 , dan zat padat terlarut.
- b. Air minum yang dianalisa meliputi pH, kadar klor dan kekeruhan.
- c. Resin penukar ion, yang dianalisa adalah kesadahan CaCO_3 dan silikat sebagai SiO_2 .

- d. Air bebas mineral, yang dianalisa meliputi pH, kesadahan, jumlah O₂ terlarut dan kadar Fe.
- e. Air dalam *boiler*, yang dianalisa meliputi pH, zat padat terlarut, kadar Fe, kadar CaCO₃, SO₂, PO₄ dan SiO₃.

3. Analisa limbah

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi tiga bagian :

a. Laboratorium Pengamatan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua arus yang berasal dari proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan "*Certificate of Quality*" untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

b. Laboratorium Analisa

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk akhir, analisa air dan bahan kimia yang digunakan seperti katalis dan lain-lain.

c. Laboratorium Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Tugas dari laboratorium Litbang (*Research and Development /R&D*) ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kinerja proses yang digunakan. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan. Termasuk didalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan dan pengurangan alat proses.

VII.6.3 Alat-alat Utama Laboratorium

Alat-alat utama yang digunakan di laboratorium antara lain :

1. *Gas Chromatography*

Alat ini digunakan untuk menganalisis fenol dalam bahan dalam produk.

2. *Water Content Tester*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air dalam produk.

3. *Viscosimeter Bath*

Alat ini digunakan untuk mengukur viskositas produk.

4. *Hydrometer*

Alat ini digunakan untuk mengukur *spesifik gravity*.

BAB VIII

LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES

VIII.1. Lokasi Pabrik

Penentuan dan pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting dalam perancangan pabrik karena mempengaruhi kegiatan di dalam pabrik, baik produksi maupun distribusi produk. Oleh karena itu, ketika menentukan lokasi pabrik penting untuk mempertimbangkan biaya distribusi dan produksi yang paling rendah untuk menjaga pabrik berjalan dengan keuntungan maksimal. Selain biaya, faktor lain yang perlu dipertimbangkan ketika memilih lokasi adalah persediaan bahan baku, proses pengangkutan, utilitas, cuaca, kebijakan pemerintah dan tenaga kerja.

Dengan mempertimbangkan faktor-faktor di atas, maka pabrik fenol dari kumena hidropersida dengan kapasitas 50.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di daerah Cilegon Provinsi Banten. Rencana pembangunan Pabrik Fenol di Kawasan Industri Cilegon Provinsi Banten khususnya akan mempertimbangkan Faktor-faktor berikut:

1. Sumber Bahan Baku

Bahan baku merupakan faktor penting untuk menentukan lokasi berdirinya suatu pabrik karena dapat mempengaruhi biaya pengiriman bahan baku. Bahan baku fenol didatangkan dari PT. *Haihang Industri Company* berlokasi di China dalam bentuk *Cumen Hydrogen Peroxide* dengan kapasitas produksi tahunan sebesar 360.000 ton (www.haihangchem.com).

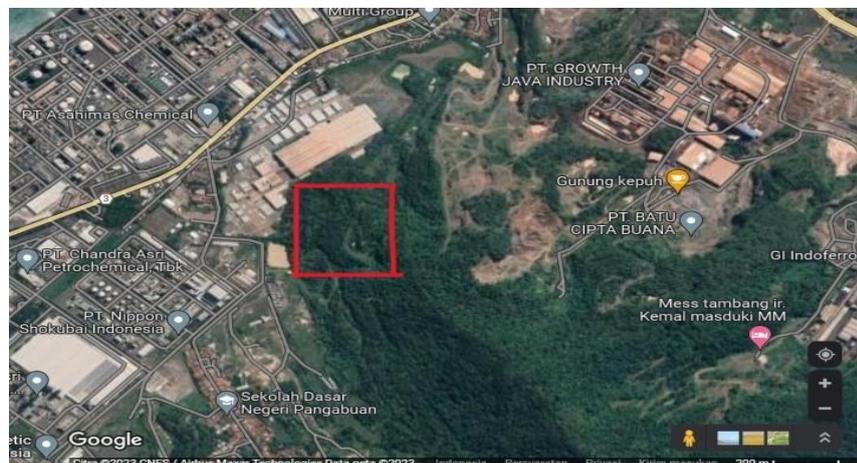
Adapun menggunakan katalis berupa asam sulfat yang didapatkan dari PT. *Indonesia Acid Industry* berlokasi di Jakarta Timur. Pengaruh besar atau kecilnya pangsa pasar yang dikuasai oleh suatu perusahaan akan mempengaruhi perkembangan pabrik di masa yang akan datang. Pabrik fenol yang akan didirikan ini memiliki tujuan untuk memenuhi permintaan domestik dan internasional. Berdirinya pabrik Fenol diharapkan dapat mendorong berdirinya pabrik-pabrik lain yang menggunakan bahan baku Fenol dalam produksinya sehingga dapat meningkatkan devisa negara.

2. Iklim

Cilegon memiliki iklim tropis. Suhu rata-rata 24°C - 33°C, dengan curah hujan tertinggi pada bulan Desember-Februari dan curah hujan terendah pada Juli-September. Cilegon juga merupakan salah satu kawan industri Indonesia yang dapat mengelola dan mengatasi dampak lingkungan.

3. Fasilitas Transportasi

Pabrik didirikan di lokasi yang strategis untuk memudahkan transportasi bahan baku, bahan penolong dan produk akhir serta pemasaran produk karena faktor distribusi di lingkungan pabrik sangat signifikan. Provinsi Banten memiliki infrastruktur transportasi darat seperti jalan antar provinsi yang baik termasuk jalan tol yang menghubungkan setiap provinsi di Pulau Jawa serta pelabuhan besar seperti Merak yang memudahkan distribusi melalui jalur laut yang sering disinggahi kapal bermuatan besar. Sehingga tidak perlu membangun jalan khusus dan diharapkan hubungan antar daerah tidak mengalami hambatan.



Gambar VIII. 1 Peta Wilayah Cilegon

Gambar VIII.1 menunjukkan bahwa wilayah Cilegon, Banten dekat dengan jalan tol. Dengan jarak tempuh 23,3 km melalui Jalan Tol Trans – Jawa ke Pelabuhan Merak hanya memerlukan waktu 37 menit dan dengan jarak 12,3 km melalui Jalan Raya Anyer ke Pelabuhan Ciwandan mengambil waktu sekitar 25 menit.

4. Utilitas

Untuk memastikan produksi berjalan dengan lancar, perlu diperhatikan pemeliharaan peralatan seperti air dan listrik. Kawasan industri Cilegon, Banten dirancang untuk memenuhi kebutuhan bahan baku. Air yang dibutuhkan dapat diperoleh dari Pembangkit PT Krakatau Tirta dengan kapasitas 63.072.000 m³ (63.072.000 ton per tahun) dan dari sungai di DAS Cidanu dengan kapasitas 2000 l/s. Oleh karena itu, pemeliharaan peralatan seperti air dan listrik harus diperhatikan agar produksi dapat berjalan dengan lancar.

5. Tenaga Kerja Mudah Diperoleh

Pabrik tidak hanya memiliki alat proses yang lengkap dan bahan baku yang diperlukan untuk beroperasi dengan baik, tetapi juga memerlukan tenaga kerja untuk menjalankan proses mulai dari pengolahan bahan baku hingga memperoleh produk akhir. Karena itu, lokasi pendirian pabrik ditentukan tidak jauh (tetapi tidak terlalu dekat) dengan pemukiman. Hal ini bertujuan agar dapat memenuhi kebutuhan tenaga kerja. Kebutuhan tenaga kerja dapat terpenuhi dengan mudah karena jumlah sumber daya manusia yang cukup banyak mulai dari pekerja buruh kasar, menengah maupun ahli dalam bidangnya.

6. Perluasan Pabrik

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun kedepan (jangka panjang). Hal ini terkait dengan kemungkinan pabrik memerlukan perluasan lahan di masa depan, sehingga memiliki area lahan yang dapat dengan mudah diperluas.

7. Peraturan Daerah

Dalam mendirikan suatu bangunan (pabrik), perlu dilengkapi dengan dokumen-dokumen yang diterbitkan oleh instansi terkait termasuk Pemerintah Daerah dan bahan pertahanan setempat serta instansi lain yang relevan. Lahan yang digunakan untuk pabrik harus bebas dari sengketa dan kasus-kasus lainnya, agar pendirian pabrik tidak mengalami kesulitan pada saat konstruksi maupun di masa mendatang.

8. Karakteristik Daerah dan Masyarakat

Sebelum mendirikan pabrik, perlu memahami keadaan sekitar lahan dengan tujuan agar pabrik yang telah berdiri tidak mengalami masalah di kemudian hari. Hal ini dilakukan dengan memanfaatkan potensi-potensi yang ada, termasuk potensi alam sekitar dan potensi masyarakat sekitar.

VIII.2 Layout Pabrik

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan yang mengintegrasikan aliran komponen produksi pabrik, sehingga tercipta hubungan yang efisien dan efektif antara karyawan, perawatan dan proses material dari bahan baku menjadi produk serta sarana prasarana seperti utilitas, taman, mushola, tempat parkir dan lain-lain. Untuk mencapai kondisi yang optimal, beberapa hal perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik, yaitu:

1. Daerah Proses

Daerah proses adalah area yang digunakan untuk menempatkan peralatan yang terikat dengan proses produksi dan dipisahkan dari area lainnya.

2. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik harus dipertimbangkan sejak awal, agar tidak terjadi masalah perluasan di masa yang akan datang.

3. Keamanan

Dalam menentukan tata letak pabrik, keamanan terhadap bahan kebakaran, ledakan, asap atau gas beracun harus diperhatikan secara ketat. Untuk mencapai hal ini, peralatan pemadam kebakaran harus dipasang di sekitar area yang dianggap berbahaya. Tangki penyimpanan barang atau komponen yang mudah meledak harus ditempatkan di lokasi tertentu. Selain itu, harus ada jarak antara bangunan untuk membantu dan memungkinkan karyawan menyelamatkan diri.

4. Instalasi dan Utilitas

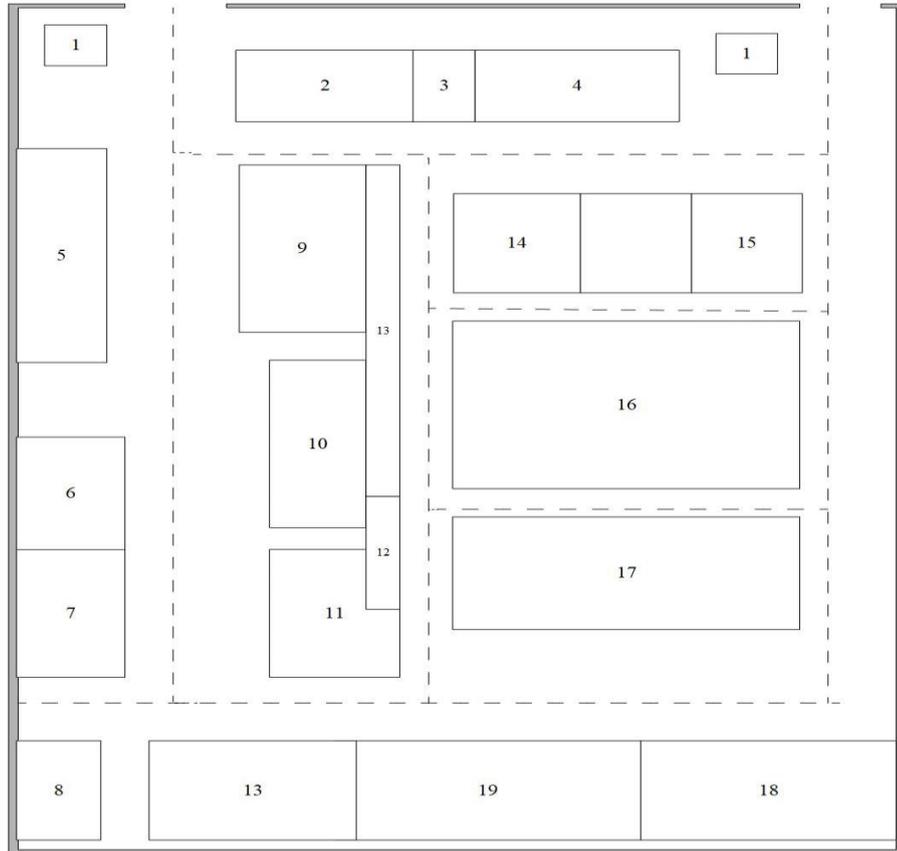
Pemasangan dan distribusi utilitas yang baik termasuk udara, steam, air dan listrik dapat meningkatkan produktivitas. Alat proses harus ditempatkan secara strategis sehingga petugas dapat dengan mudah menemukan dan menggunakannya serta memfasilitasi kelancaran proses produksi dan perawatan.

5. Area Pengolahan Limbah

Pabrik harus memperhatikan kelestarian lingkungan dengan cara mengelola limbah hasil produksinya secara tepat. Untuk itu, area pengolahan limbah sangat diperlukan agar limbah tidak berbahaya bagi ekosistem di sekitar pabrik.

Tabel VIII. 1 Tabel Rincian Area Bangunan Pabrik Fenol

Lokasi	Panjang	Lebar	Luas
	m	m	m ²
Pos Keamanan/Satpam	4	2	16
Poliklinik	40	15	600
<i>Front Office</i>	12	15	180
Perkantoran dan Aula	17	15	255
Area Parkir Karyawan & Tamu	60	10	600
Koperasi dan Kantin	22	15	330
Perpustakaan	22	15	330
Gudang	14	10	140
Masjid	30	15	450
Laboratorium	10	10	100
Bengkel	14	10	140
Luas Bangunan			
Lokasi	Panjang	Lebar	Luas
	m	m	m ²
Pemadam Kebakaran	8	5	40
Jalan & Taman	250	10	2500
Area Raw Material	20	20	400
Area Penyimpanan Produk	20	20	400
Area Proses	150	20	3000
Area Perluasan	45	20	900
UPL	25	10	250
TOTAL	763	237	10631
Luas Tanah			10631
Luas Bangunan			7231



Keterangan:

- | | |
|------------------------|-----------------------------|
| 1. Pos Keamanan/Satpam | 10. Laboratorium |
| 2. Poliklinik | 11. Bengkel |
| 3. Front Office | 12. Pemadam Kebakaran |
| 4. Ruang Kantor & Aula | 13. Green Area |
| 5. Area Parkir | 14. Area Raw Material |
| 6. Kantin & Koperasi | 15. Area Penyimpanan Produk |
| 7. Perpustakaan | 16. Area Proses |
| 8. Gudang | 17. Area Perluasan |
| 9. Masjid | 18. UPL |

Gambar VIII. 2 Tata Letak Bangunan Pabrik

VIII.3. Layout Peralatan

Tata letak peralatan adalah proses pengaturan tata letak peralatan yang digunakan dalam dunia industri. Untuk menghindari risiko seperti ledakan atau kebakaran pada peralatan tertentu, peralatan dengan tekanan dan suhu operasi yang tinggi harus dipisahkan atau diberi jarak lebih dari peralatan lain. Hal ini bertujuan untuk melindungi peralatan lain yang berada di sekitarnya. Dalam merancang tata letak peralatan Pabrik Fenol, beberapa hal penting yang harus diperhatikan:

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat dapat meningkatkan kelancaran dan keamanan produk serta menghasilkan keuntungan finansial yang signifikan.

2. Aliran Udara

Kelancaran aliran udara di area proses harus diperhatikan. Tujuannya adalah untuk mencegah stagnasi udara di tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah hembusan angin juga harus diperhatikan.

3. Pencahayaan

Seluruh area pabrik harus dilengkapi dengan pencahayaan yang memadai. Terutama di lokasi yang memiliki proses berbahaya atau berisiko tinggi, pencahayaan tambahan perlu dilakukan untuk meningkatkan keselamatan.

4. Lalu Lintas Manusia

Perencanaan tata letak peralatan harus diperhatikan agar pekerja dapat dengan cepat dan mudah mengakses seluruh alat proses, sehingga gangguan dapat diperbaiki dengan cepat. Keamanan pekerja saat bekerja juga harus menjadi prioritas utama.

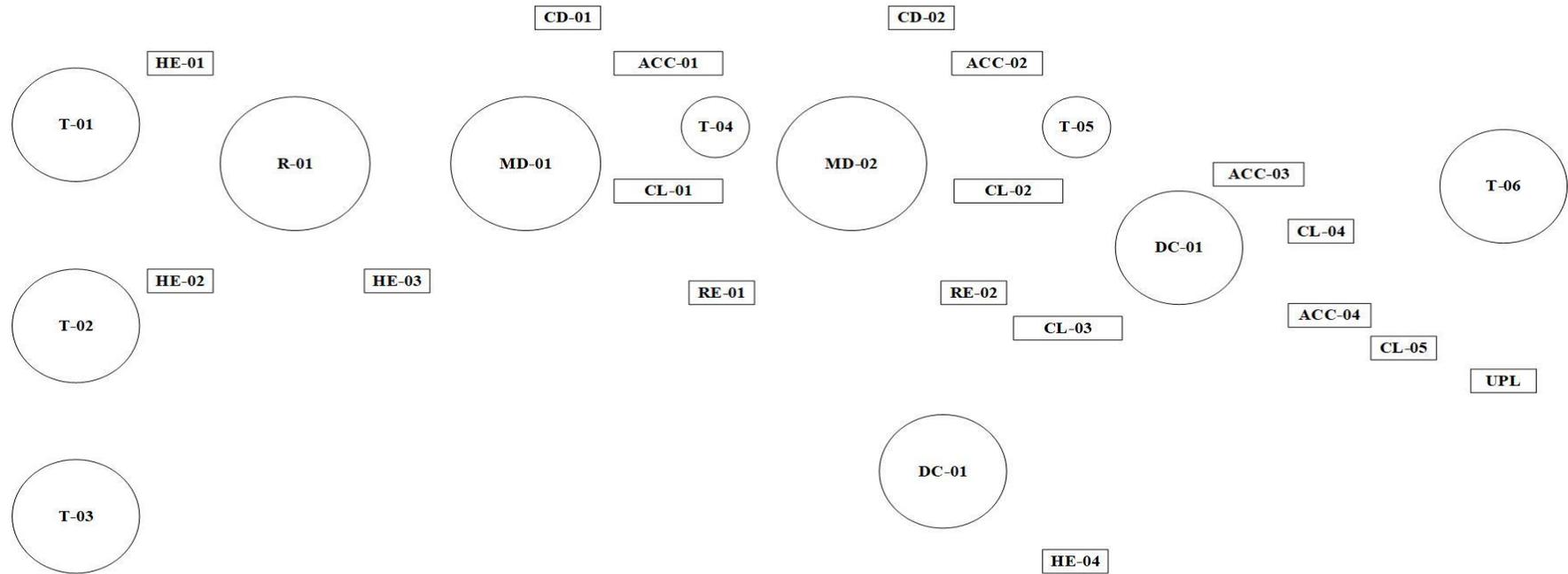
5. Jarak antara Alat Proses

Alat proses dengan tekanan operasi tinggi harus dipisahkan dari alat proses lainnya untuk mencegah ledakan atau kebakaran yang membahayakan alat proses lainnya.

6. Pertimbangan Ekonomi

Tujuan menempatkan peralatan proses di pabrik adalah untuk mengurangi biaya operasi semetara memastikan proses produksi berjalan dengan lancar dan aman, sehingga memberikan manfaat dari sisi ekonomi.

Tata Letak Alat Proses dapat dilihat pada gambar VIII.3. berikut ini:



Keterangan :

T-01 : Tangki Penyimpanan Cumena Hydroperoxida
 T-02 : Tangki Penyimpanan Katalis H₂SO₄
 T-03 : Tangki Penyimpanan NaOH
 T-04 : Tangki Penyimpanan C₃H₆O
 T-05 : Tangki Penyimpanan Menara Distilasi 2
 T-07 : Tangki Penyimpanan Produk C₃H₆O
 R-01 : Reaktor
 MD-01 : Menara Distilasi 1
 MD-02 : Menara Distilasi 2

NE-01 : Neutralizer
 DC-01 : Decanter
 HE : Heat Exchanger
 CD : Condensor
 ACC : Accumulator
 CL : Cooler
 RB : Reboiler
 UPL : Unit Pengolahan Limbah

Gambar VIII. 3 Tata Letak Alat Proses

BAB IX

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

IX.1. Organisasi Perusahaan

Pada perancangan Pabrik Fenol, bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) adalah suatu bentuk perusahaan yang modalnya didapatkan dari beberapa pemegang saham yang dapat memiliki satu atau beberapa saham. Setiap pemegang saham memiliki tanggung jawab atas jumlah modal yang ditanamkan dan beberapa sebagai pemilik perusahaan. Bentuk Perseroan Terbatas (PT) dipilih karena beberapa alasan, antara lain:

- a) Mudah mendapatkan modal usaha dengan cara penjualan saham.
- b) Kegiatan operasional pada PT terjamin, karena tidak terpengaruh oleh kepeningitan pemegang saham atau direksi.
- c) Tanggung jawab para pemegang saham terbatas, karena kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pribadi.
- d) Pemilik dan pengurus perusahaan tidak berkaitan, dimana pemilik PT adalah para pemegang saham sedangkan pengurus adalah direksi atau karyawan.
- e) Manajemen perusahaan yang dinilai efisiensi, karena para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli dalam bidangnya.
- f) PT dapat menciptakan lapangan pekerjaan yang luas, karena PT dapat menarik modal dari masyarakat sehingga dengan demikian PT dapat memperluas usahanya.

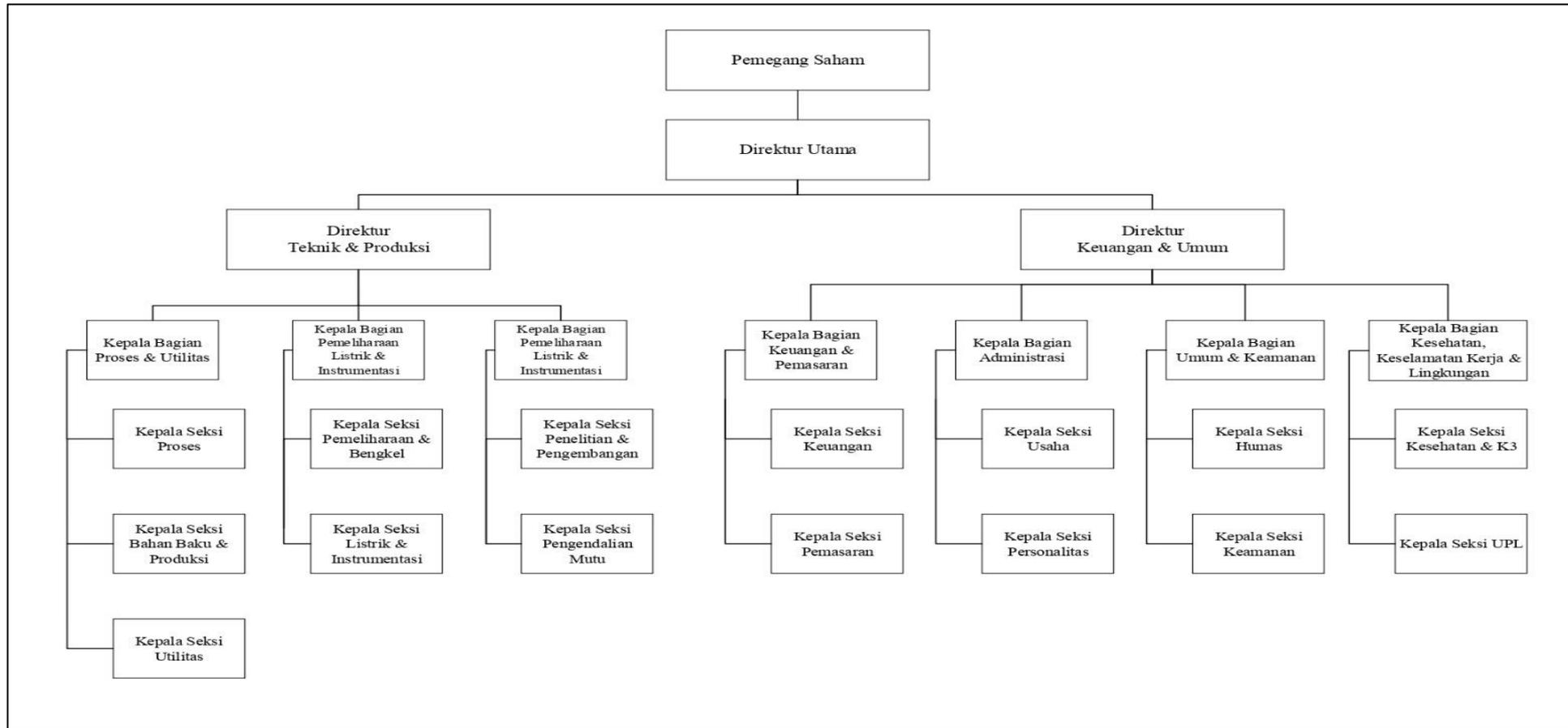
IX.2. Struktur Organisasi

Dalam proses produksi, setiap perusahaan atau pabrik memerlukan struktur organisasi yang menjelaskan posisi, tugas dan wewenang, serta hubungan kerja antara satu bidang ke bidang lainnya. Hal ini juga mempermudah untuk mencapai tujuan organisasi yang telah ditetapkan.

Berikut merupakan urutan jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini :

- a. Pemegang saham
- b. Dewan Komisaris
- c. Direktur Utama
- d. Direktur Teknik dan Produksi
- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi
- g. Karyawan dan Operator

Berikut bagan struktur organisasi perusahaan :



Gambar IX. 1 Struktur Oranisasi Pabrik Fenol

IX.3. Tugas dan Wewenang

IX.3.1. Pemegang Saham

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

- a. Mengangkat serta memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur.
- b. Menegaskan hasil usaha serta neraca perhitungan untung dan rugi tahunan perusahaan.
- c. Meningkatkan dan memperhatikan Dewan Konstitusi dan Manager.
- d. Mengadakan rapat umum sedikitnya setahun sekali.

IX.3.2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksanaan dari para pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

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

IX.3.3. Dewan Direksi

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.

Tugas Direktur Utama, antara lain :

- a. Melaksanakan *Policy* perusahaan dan mempertanggungjawabkan

pekerjaannya pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.

- b. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- c. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat umum pemegang saham.
- d. Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Produksi dan Teknik, antara lain :

- a. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.
- b. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum, antara lain :

- a. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
- b. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

IX.3.4. Sekretaris

Sekretaris merupakan karyawan perusahaan yang menjalankan fungsi pelayanan terhadap *manager* direktur dan *manager* fungsional serta mengelola keperluan administrasi kantor. Adapun tugas dan wewenang dari sekretaris, antara lain :

- a. Mengelola komunikasi seperti melayani informasi melalui surat dan komunikasi langsung untuk memastikan informasi yang tepat dan waktu yang tepat.
- b. Mengawasi produksi seperti memastikan kelancaran proses produksi dan mengembangkan rencana teknis untuk meningkatkan efisiensi dan kualitas produksi.

- c. Mengawasi operasional seperti mengawasi kegiatan operasional produksi dan mengambil tindakan koreksi yang diperlukan untuk memastikan kualitas dan efisiensi produksi.
- d. Mengkoordinasikan tim seperti memimpin dan mengkoordinasikan tim untuk mencapai tujuan akhir, memastikan bahwa setiap anggota tim berperan dengan baik dan mencapai hasil yang diharapkan.

IX.3.5. Staff Ahli dan Litbang

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang berfungsi membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staff ahli, meliputi :

- a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- b. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- c. Membenrikan saran-saran dalam bidang hukum.

IX.3.6. Kepala Bagian

Secara umum, tanggung jawab kepala bagian adalah mengatur dan mengawasi pelaksanaan karyawan serta membawahi divisi di lingkungan perusahaan. Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian tersebut :

1. Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum membawahi seksi personalia, seksi humas dan seksi keamanan. Seksi personalia bertanggung jawab untuk mengembangkan tenaga kerja, menciptakan lingkungan kerja yang baik dan meningkatkan disiplin kerja yang dinamis. Tugas seksi humas adalah mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat luar. Seksi keamanan bertanggung jawab untuk menjaga fasilitas dan bangunan pabrik perusahaan, mengawasi masuk dan keluarnya yang baik karyawan maupun *non*-karyawan dan menjaga serta memelihara

kerahasiaan yang berkaitan dengan perusahaan.

2. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Kepala bagian proses dan utilitas bertanggung jawab untuk mengatur kegiatan pabrik dalam bidang proses, penyediaan bahan baku dan utilitas.

b. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi

Kepala bagian pemeliharaan, listrik dan instrumentasi bertanggung jawab atas fasilitas yang mendukung produksi dan kegiatan pemeliharaan.

c. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Kepala bagian penelitian, pengembangan dan pengendalian mutu bertanggung jawab atas pemasaran, pengadaan barang serta pembukaan keuangan.

d. Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang keuangan. Kepala bagian keuangan membawahi seksi administrasi dan kas. Tugas seksi administrasi adalah membuat catatan hutang piutang perusahaan, pembukuan, administrasi persediaan kantor dan perpajakan. Tugas seksi kas adalah menyusun perhitungan terikat gaji dan intensif karyawan, menghitung uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat rancangan anggaran.

e. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran memiliki wewenang atas seksi pembelian dan pemasaran. Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab kepada Direktur Umum dan Keuangan untuk pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kegiatan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan oleh perusahaan diawasi oleh seksi pembelian yang juga bertanggung jawab mengatur keluar-masuk bahan dan alat dari gudang. Sementara itu, tugas seksi pemasaran adalah membuat strategi untuk menjual produk hasil produksi dan memastikan distribusi barang dari gudang.

f. Kepala Bagian Administrasi

Kepala bagian administrasi bertanggung jawab atas administrasi bisnis, personalia dan rumah tangga.

g. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Kepala bagian humas bertanggung jawab atas keamanan perusahaan dan hubungan perusahaan dengan masyarakat.

h. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Kepala bagian kesehatan keselamatan kerja dan lingkungan bertanggung jawab atas keamanan pabrik, kesehatan karyawan dan keselamatan pekerja di perusahaan.

IX.3.7. Kepala Seksi

Sesuai dengan rencana yang ditetapkan oleh kepala bagian masing-masing, kepala seksi bertanggung jawab atas seksi yang dipimpinnya. Kepala seksi mencakup :

1. Kepala Seksi Proses

Kepala seksi proses bertugas memimpin dan bertanggung jawab terhadap kelancaran proses produksi.

2. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produksi

Kepala seksi bahan baku dan produksi bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku serta mengontrol produk yang dihasilkan.

3. Kepala Seksi Utilitas

Kepala seksi utilitas bertanggung jawab atas penyediaan air, *steam*, bahan bakar dan udara tekanan yang diperlukan untuk proses dan instrumentasi.

4. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Kepala seksi pemeliharaan dan bengkel bertanggung jawab perawatan dan penggantian serta perbaikan alat-alat dan fasilitas pendukung.

5. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Kepala seksi listrik dan instrumentasi bertanggung jawab atas penyediaan listrik serta mengawasi kelancaran alat-alat instrumentasi.

6. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Kepala seksi bagian penelitian dan pengembangan memiliki tugas untuk mengkoordinasikan kegiatan yang terkait dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

7. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Kepala seksi laboratorium dan pengendalian mutu memiliki tugas mengawasi pengendalian mutu bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

8. Kepala Seksi Keuangan

Kepala seksi keuangan memiliki tanggung jawab untuk mengelola pembukuan dan hal-hal yang terkait dengan keuangan perusahaan.

9. Kepala Seksi Pemasaran

Kepala seksi pemasaran bertanggung jawab untuk mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

10. Kepala Seksi Tata Usaha

Kepala seksi tata usaha bertanggung jawab untuk mengelola kegiatan yang terikat dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kotor.

11. Kepala Seksi Personalia

Kepala seksi personalia bertanggung jawab untuk mengkoordinasikan kegiatan yang terkait dengan personalia.

12. Kepala Seksi Humas

Kepala seksi humas bertanggung jawab untuk mengkoordinasikan kegiatan-kegiatan yang terkait dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan. Kepala seksi humas juga bertugas untuk menjalin hubungan dengan publik dan membangun citra positif.

13. Kepala Seksi Keamanan

Kepala seksi keamanan bertanggung jawab untuk mengawasi masalah keamanan perusahaan melalui kegiatan yang terkait.

14. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Kepala seksi kesehatan dan keselamatan kerja bertanggung jawab untuk mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga serta menangani masalah keselamatan kerja yang terjadi di lapangan.

15. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Kepala seksi unit pengolahan limbah bertanggung jawab untuk mengawasi limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

IX.4. Pembagian Jam Kerja

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

1. Karyawan *Non Shift*

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

Senin – Jumat : Pukul 08.00 WIB – 16.00 WIB

Sabtu : Pukul 08.00 WIB- 12.00 WIB

2. Karyawan *Shift*

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

shift dengan pengaturan sebagai berikut :

Shift Pagi : Pukul 07.00 WIB – 15.00 WIB

Shift Sore : Pukul 15.00 WIB – 23.00 WIB

Shift Malam : Pukul 23.00 WIB – 07.00 WIB

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

Tabel IX. 1 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift

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

Keterangan

P : *Shift* Pagi

S : *Shift* Siang

M : *Shift* Malam

L : Libur

IX.5. Perincian Tugas dan Keahlian

Berikut ini adalah rincian tugas dan keahlian :

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
	: S-2 Teknik Kimia, Ekonomi, dan
<i>Staff</i> Ahli dan Litbang	:Hukum
Sekretaris	: S-1 atau Akademi sekretaris
Kepala Bagian Produksi	: S-1 Teknik kimia
Kepala Bagian Pemasaran	: S-1 Ekonomi
Kepala Bagian Teknik	: S-1 Teknik Mesin
Kepala Bagian K3	: S-1 Semua Jurusan
Kepala Bagian Umum	: S-1 Teknik Kimia
Kepala Bagian Keuangan dan administrasi	: S-1 Ekonomi

Kepala Seksi Proses	: S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Gudang	: S-1 Teknik Industri
Kepala Seksi Pengendalian	: S-1 Teknik Elektro/Listrik
Kepala Seksi Laboratorium	: S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Penjualan	: S-1 Ekonomi
Kepala Seksi Pembelian	: S-1 Ekonomi
Kepala Seksi Pemeliharaan	: S-1 Teknik Mesin
Kepala Seksi Utilitas	: S-1 Teknik Mesin
Kepala Seksi Administrasi	: S-1 Manajemen
Kepala Seksi Kas	: S-1 atau D3 Akuntansi
Kepala Seksi Personalia	: S-1 Psikologi
Kepala Seksi Humas	: S-1 Sosial
Kepala Seksi Keamanan	: SMP/SMA/Sederajat
Karyawan Proses	: S-1 atau D3 Teknik
HSE	: S-1 Semua Jurusan
Karyawan Lain-lain	: SMP/SMA/Sederajat
Medis	: Profesi Kedokteran
Sopir	: SMP/SMA/Sederajat
<i>Cleaning Service</i>	: SMP/SMA/Sederajat

IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

IX.6.1.1. Sistem Kepegawaian

Pembagian karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan melalui Surat Keputusan (SK) Direksi dan menerima gaji bulanan yang sesuai dengan posisi, keterampilan dan masa kerja.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan melalui Surat Keputusan (SK) Direksi. Karyawan harian menerima upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

Karyawan borongan adalah karyawan yang dipekerjakan oleh pabrik hanya saat diperlukan dan menerima upah borongan untuk pekerjaan mereka.

IX.6.2. Sistem Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat agar semua pekerjaan dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Sistem gaji pegawai di Pabrik Fenol terbagi menjadi tiga golongan yaitu :

a. Gaji Bulanan

Gaji bulanan adalah gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

b. Gaji Harian

Gaji harian adalah gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

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

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

Tabel IX. 2 Komposisi dan Sistem Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
1	Direktur Utama	1	Rp 27.000.000	Rp 27.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 24.000.000	Rp 24.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 24.000.000	Rp 24.000.000
4	Staff Ahli dan Litbang	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
5	Sekretaris	3	Rp 5.500.000	Rp 16.500.000
6	Kepala Bagian Produksi	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
7	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
8	Kepala Bagian Teknik	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
9	Kepala Bagian K3	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
10	Kepala Bagian Umum	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
11	Kepala Bagian Keuangan dan administrasi	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
12	Kepala Seksi Proses	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
13	Kepala Seksi Gudang	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
14	Kepala Seksi Pengendalian	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
15	Kepala Seksi Laboratorium	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
16	Kepala Seksi Penjualan	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
17	Kepala Seksi Pembelian	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
18	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
19	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
20	Kepala Seksi Administrasi	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
21	Kepala Seksi Kas	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
22	Kepala Seksi Personalia	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
23	Kepala Seksi Humas	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
24	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
25	Karyawan Proses	25	Rp 5.500.000	Rp 137.500.000
26	Karyawan Pengendalian	8	Rp 5.500.000	Rp 44.000.000
27	Karyawan Laboratorium	8	Rp 5.500.000	Rp 44.000.000
No.	Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
28	Karyawan Penjualan	4	Rp 5.500.000	Rp 22.000.000
29	Karyawan Pembelian	4	Rp 5.500.000	Rp 22.000.000
30	Karyawan Pemeliharaan	7	Rp 5.500.000	Rp 38.500.000
31	Karyawan Utilitas	7	Rp 5.500.000	Rp 38.500.000
32	Karyawan Administrasi	4	Rp 5.500.000	Rp 22.000.000
33	Karyawan Kas	2	Rp 5.500.000	Rp 11.000.000
34	Karyawan Personalia	2	Rp 5.500.000	Rp 11.000.000
35	Karyawan Humas	2	Rp 5.500.000	Rp 11.000.000
36	Karyawan Keamanan	7	Rp 5.500.000	Rp 38.500.000
37	HSE	8	Rp 5.500.000	Rp 44.000.000
38	Karyawan Lain-lain	7	Rp 5.000.000	Rp 35.000.000
39	Medis	5	Rp 6.000.000	Rp 30.000.000
40	Sopir	4	Rp 4.900.000	Rp 19.600.000
41	<i>Cleaning Service</i>	10	Rp 4.900.000	Rp 49.000.000
Total		140	Rp332.800.000	Rp 869.100.000

IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Fasilitas yang memadai dapat meningkatkan produktivitas karyawan di perusahaan. Perusahaan memiliki fasilitas untuk memastikan kondisi fisik dan mental karyawan tetap baik, dan mereka tidak merasa jenuh dalam menjalankan tugas sehari-hari sehingga kegiatan perusahaan dapat berjalan dengan lancar.

Kesejahteraan perusahaan pada karyawan, antara lain :

a. Pakaian Kerja

Perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun untuk mengurangi disparitas karyawan. Selain itu perusahaan juga menyediakan masker sebagai alat pelindung diri. Khusus untuk operator selain pakaian dinas juga diberikan baju khusus operator, safety shoes dan helm pengaman sesuai standar keselamatan kerja.

b. Tunjangan

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

c. Cuti

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

d. Pengobatan

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

e. Asuransi Tenaga Kerja

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

IX.8. Manajemen Perusahaan

Manajemen produksi adalah bagian dari manajemen perusahaan yang

bertugas untuk mengelola semua kegiatan proses bahan baku menjadi bahan produksi jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi secara efektif. Manajemen produksi meliputi perencanaan dan pengendalian produksi untuk mencapai tujuan kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam waktu yang tepat.

Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah untuk memastikan kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi, perencanaan dan pengendalian harus diikuti agar tidak terjadi penyimpangan. Perencanaan berfungsi sebagai acuan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diatasi dan dikendalikan ke arah yang sesuai.

BAB X

EVALUASI EKONOMI

Dalam perancangan pabrik, analisis ekonomi berperan penting untuk memprediksi kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi. Analisis ini membantu menentukan besar laba yang diperoleh dan lamanya modal investasi, sehingga dapat diperoleh titik impas dimana total biaya produksi seimbang dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu, analisis ekonomi juga berguna untuk menentukan apakah pabrik yang dirancang layak untuk didirikan atau tidak. Adapun beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam evaluasi ekonomi, antara lain:

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

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

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*), meliputi :
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*), meliputi :
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General expenses*)
3. Total Pendapatan

Untuk mengetahui titik impas maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya Variabel (*Variabel Cost*)
- c. Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)

X.1 Dasar Perhitungan

Pabrik Fenol ini didirikan pada tahun 2028.

Kapasitas produksi : 50.000 ton/tahun

Satu tahun operasi : 330 Hari

Nilai kurs (30 Mei 2024) : Rp 16.235

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

Harga indeks pada tahun 2028 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks pada tahun 1897 sampai 2022, dicari dengan persamaan regresi linier. Harga indeks 1987 sampai 2022 dapat dilihat pada tahun X.1. sebagai berikut.

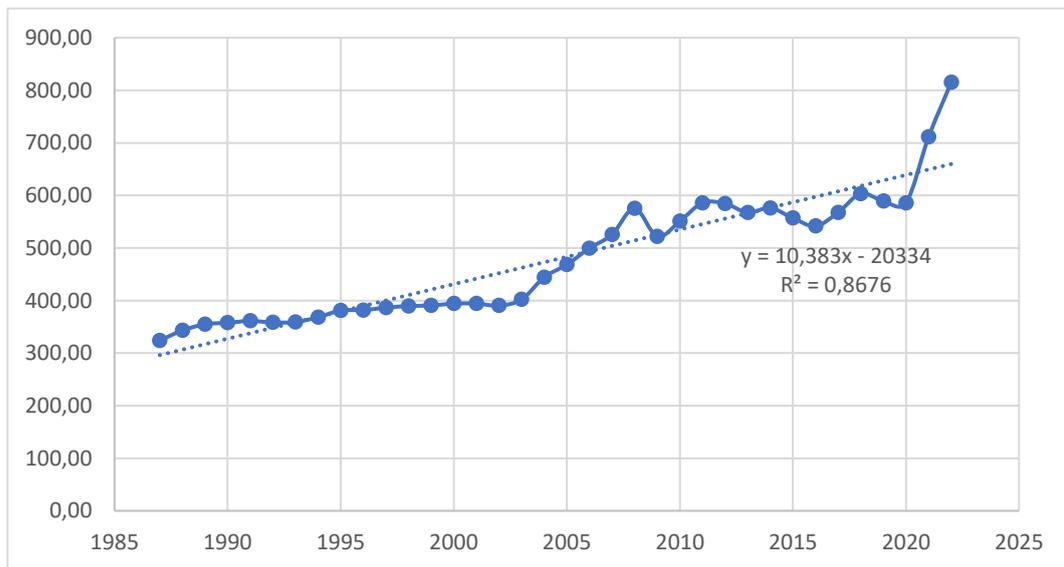
Tabel X. 1 *Indeks dari Chemical Engineering Plant Cost Index*

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

2007	525,40	21
2008	575,40	22
2009	521,90	23
2010	550,80	24
2011	585,70	25
2012	584,60	26
2013	567,30	27
2014	576,10	28
2015	556,80	29
2016	541,70	30
2017	567,50	31
2018	603,10	32
2019	589,23	33
2020	585,69	34
2021	711,03	35
2022	815,00	36
TOTAL	17.205,85	666

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

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



Gambar X. 1 Grafik Ekstapolasi Indeks Harga

Dari data di atas diperoleh persamaan $Y = 10,383x - 20334$. Maka indeks untuk tahun 2028 diperkirakan sebesar 722,724.

Nilai tukar mata uang Amerika Serikat terhadap rupiah pada 30 Mei 2024 berdasarkan Bank Indonesia yaitu 1 US \$ = Rp. 16.235. Untuk penentuan harga alat digunakan persamaan:

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

(Chemical_engineering_cost_estimation_ari.Pdf, n.d.)

Dimana :

E_x : Harga Pembelian 2028

E_y : Harga Pembelian pada Tahun Referensi 2024

N_x : Indeks Harga pada Tahun 2028

N_y : Indeks Harga pada Tahun Referensi 2014

Tabel X. 2 Hasil Perhitungan Harga Alat

Nama	Kode Alat	Jumlah	Parameter	Harga		Total Harga	
				Tahun 2014	Tahun 2028	\$	Rp
Tangki CHP	T-01	1	Volume (gallon)	\$ 315.200,00	\$ 395.421,98	\$ 395.421,98	Rp 6.419.675.905,10
Tangki CHP	T-02	1	Volume (gallon)	\$ 315.200,00	\$ 395.421,98	\$ 395.421,98	Rp 6.419.675.905,10
Tangki Asam Sulfat	T-03	1	Volume (gallon)	\$ 291.900,00	\$ 366.191,87	\$ 366.191,87	Rp 5.945.124.989,53
Tangki NaOH	T-04	1	Volume (gallon)	\$ 65.000,00	\$ 81.543,24	\$ 81.543,24	Rp 1.323.854.485,51
Tangki Aseton	T-05	1	Volume (gallon)	\$ 231.920,00	\$ 290.946,28	\$ 290.946,28	Rp 4.723.512.804,29
Tangki MD-02	T-06	1	Volume (gallon)	\$ 131.250,00	\$ 165.495,14	\$ 165.495,14	Rp 2.686.813.595,81
Tangki Phenol	T-07	1	Volume (gallon)	\$ 289.600,00	\$ 363.306,49	\$ 363.306,49	Rp 5.898.280.907,73
Reaktor	R-01	1	Volume (gallon)	\$ 131.250,00	\$ 164.654,62	\$ 164.654,62	Rp 2.673.167.711,12
Heater-	HE-	1	Luas	\$	\$	\$	Rp

01	01		Perpindahan Panas (ft ²)	39.600,00	49.678,65	49.678,65	806.532.886,55
Heater-02	HE-02	1	Luas Perpindahan Panas (ft ²)	\$ 38.000,00	\$ 47.671,43	\$ 47.671,43	Rp 773.945.699,22
Heater-03	HE-03	1	Luas Perpindahan Panas (ft ²)	\$ 38.000,00	\$ 47.671,43	\$ 47.671,43	Rp 773.945.699,22
Heater-04	HE-04	1	Luas Perpindahan Panas (ft ²)	\$ 39.600,00	\$ 49.678,65	\$ 49.678,65	Rp 806.532.886,55
Cooler-01	CL-01	1	Luas Perpindahan Panas (ft ²)	\$ 4.400,00	\$ 5.519,85	\$ 5.519,85	Rp 89.614.765,17
Cooler-02	CL-02	1	Luas Perpindahan Panas (ft ²)	\$ 4.400,00	\$ 5.519,85	\$ 5.519,85	Rp 89.614.765,17
Cooler-	CL-	1	Luas	\$	\$	\$	Rp

03	03		Perpindahan Panas (ft ²)	4.400,00	5.519,85	5.519,85	89.614.765,17
Cooler-04	CL-04	1	Luas Perpindahan Panas (ft ²)	\$ 4.400,00	\$ 5.519,85	\$ 5.519,85	Rp 89.614.765,17
Cooler-05	CL-05	1	Luas Perpindahan Panas (ft ²)	\$ 4.400,00	\$ 5.519,85	\$ 5.519,85	Rp 89.614.765,17
Menara Distilasi-01	MD-10	1	Diameter (m)	\$ 762.840,00	\$ 956.991,45	\$ 956.991,45	Rp 15.536.756.241,90
Menara Distilasi -02	MD-02	1	Diameter (m)	\$ 713.667,00	\$ 895.303,37	\$ 895.303,37	Rp 14.535.250.140,12
Accumulator-01	AC-C-01	1	Volume (gallon)	\$ 4.700,00	\$ 5.896,20	\$ 5.896,20	Rp 95.724.862,80
Accumulator-02	AC-C-02	1	Volume (gallon)	\$ 4.700,00	\$ 5.896,20	\$ 5.896,20	Rp 95.724.862,80
Accumulator-03	AC-C-03	1	Volume (gallon)	\$ 4.700,00	\$ 5.896,20	\$ 5.896,20	Rp 95.724.862,80
Accumulator	AC	1	Volume	\$	\$	\$	Rp

<i>tor-04</i>	C-04		(gallon)	4.700,00	5.896,20	5.896,20	95.724.862,80
<i>Condenser-01</i>	CD-01	1	Beban Panas, btu/jam	\$ 15.200,00	\$ 19.068,57	\$ 19.068,57	Rp 309.578.279,69
<i>Condenser-02</i>	CD-02	1	Beban Panas, btu/jam	\$ 11.840,00	\$ 14.853,41	\$ 14.853,41	Rp 241.145.186,28
<i>Reboiler-01</i>	RB-01	1	Volume, lb/jam	\$ 15.920,00	\$ 19.971,82	\$ 19.971,82	Rp 324.242.513,99
<i>Reboiler-02</i>	RB-02	1	Volume, lb/jam	\$ 11.500,00	\$ 14.426,88	\$ 14.426,88	Rp 234.220.408,97
<i>Neutralizer-01</i>	NE-01	1	Volume (gallon)	\$ 93.750,00	\$ 117.610,44	\$ 117.610,44	Rp 1.909.405.507,94
<i>Decanter-01</i>	DC-01	1	Area (ft ²)	\$ 83.703,00	\$ 105.006,37	\$ 105.006,37	Rp 1.704.778.338,47
<i>Pompa-01</i>	P-01	1	Diameter (Inch, Seal Type)	\$ 8.200,00	\$ 10.286,99	\$ 10.286,99	Rp 167.009.335,009
<i>Pompa-02</i>	P-02	1	Diameter (Inch, Seal Type)	\$ 5.400,00	\$ 6.774,36	\$ 6.774,36	Rp 109.981.757,26
<i>Pompa-03</i>	P-03	1	Diameter (Inch,	\$ 8.200,00	\$ 10.286,99	\$ 10.286,99	Rp 167.009.335,

			Seal Type)	0	9	9	009
Pompa- 04	P- 04	1	Diamete r (Inch, Seal Type)	\$ 5.400,0 0	\$ 6.774,36	\$ 6.774,36	Rp 109.981.757, 26
Pompa- 05	P- 05	1	Diamete r (Inch, Seal Type)	\$ 8.200,0 0	\$ 10.286,9 9	\$ 10.286,9 9	Rp 167.009.335, 009
Pompa- 06	P- 06	1	Diamete r (Inch, Seal Type)	\$ 5.400,0 0	\$ 6.774,36	\$ 6.774,36	Rp 109.981.757, 26
Pompa- 07	P- 07	1	Diamete r (Inch, Seal Type)	\$ 5.400,0 0	\$ 6.774,36	\$ 6.774,36	Rp 109.981.757, 26
Pompa- 08	P- 08	1	Diamete r (Inch, Seal Type)	\$ 5.400,0 0	\$ 6.774,36	\$ 6.774,36	Rp 109.981.757, 26
Pompa- 09	P- 09	1	Diamete r (Inch, Seal Type)	\$ 5.400,0 0	\$ 6.774,36	\$ 6.774,36	Rp 109.981.757, 26
Pompa- 10	P- 10	1	Diamete r (Inch, Seal Type)	\$ 5.400,0 0	\$ 6.774,36	\$ 6.774,36	Rp 109.981.757, 26

Pompa-11	P-11	1	Diameter (Inch, Seal Type)	\$ 5.400,00	\$ 6.774,36	\$ 6.774,36	Rp 109.981.757,26
Pompa-12	P-12	1	Diameter (Inch, Seal Type)	\$ 8.200,00	\$ 10.286,99	\$ 10.286,99	Rp 167.009.335,009
Pompa-13	P-13	1	Diameter (Inch, Seal Type)	\$ 5.400,00	\$ 6.774,36	\$ 6.774,36	Rp 109.981.757,26
Pompa-14	P-14	1	Diameter (Inch, Seal Type)	\$ 5.400,00	\$ 6.774,36	\$ 6.774,36	Rp 109.981.757,26
Pompa-15	P-15	1	Diameter (Inch, Seal Type)	\$ 8.200,00	\$ 10.286,99	\$ 10.286,99	Rp 167.009.335,009
Total		44		\$ 3.771.410	\$ 4.731.276,72	\$ 4.731.276,72	Rp 76.812.277.618

X.2. Perhitungan Biaya Produksi

X.2.1. Capital Investment

Capital investment adalah jumlah pengeluaran yang dilakukan untuk mendirikan dan mengoperasikan fasilitas pabrik. *Capital Investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed capital investment adalah modal yang digunakan untuk membeli dan menginstall peralatan, biaya listrik, tanah dan bangunan hingga pabrik layak untuk berproduksi dan fasilitas-fasilitas lainnya.

b. *Working Capital Investment*

Working capital investment adalah biaya atau modal yang diperlukan untuk menjalankan operasional pabrik selama periode waktu tertentu.

X.2.2. Manufacturing Cost

Manufacturing cost adalah total biaya yang diperlukan untuk menghasilkan produk melalui proses produksi. Biaya produksi dapat dibedakan menjadi tiga kategori yaitu :

a. *Direct Manufacturing Cost* (Biaya Produksi Langsung)

Direct manufacturing cost merupakan biaya yang terkait dengan proses produksi dan berhubungan dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Manufacturing Cost* (Biaya Produksi Tidak Langsung)

Indirect cost merupakan biaya yang dipengaruhi oleh kapasitas produksi namun memberikan pengaruh langsung terhadap proses produksi.

c. *Fixed Manufacturing Cost* (Biaya Produksi Tetap)

Fixed manufacturing cost merupakan biaya yang tetap dikeluarkan secara konsisten, baik saat pabrik beroperasi maupun tidak beroperasi dan tidak bergantung pada waktu atau tingkat produksi.

X.2.3. General Expenses

General expenses atau pengeluaran umum meliputi biaya-biaya yang terkait dengan fungsi-fungsi perusahaan akan tetapi tidak berkaitan dengan biaya proses produksi yaitu biaya-biaya yang tidak termasuk dalam *Manufacturing Cost*.

X.3 Analisis Kelayakan

Untuk menentukan apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak, berdasarkan keuntungan yang diperoleh relatif besar atau kecil maka dilakukan analisis kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menentukan kelayakan adalah:

X.3.1 Percent Profit on Sales (POS)

Percent Profit on Sales adalah besarnya keuntungan kasar dari setiap satuan produk yang terjual.

$$POS = \frac{\text{Profit (Keuntungan)}}{\text{Harga Jual Produk}} \times 100\%$$

X.3.2. Present Return on Investment (ROI)

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

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

X.3.3. Pay Out Time (POT)

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

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

X.3.4. Break Event Point (BEP)

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

$$BEP = \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra}$$

Dimana :

Fa : *Fixed Manufacturing Cost*

Ra : *Regulated Cost*

Va : *Variabel Cost*

Sa : Penjualan Produk

X.3.5. Shut Down Point (SDP)

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

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{SA-VA-0,7 Ra} \times 100\%$$

X.3.6. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

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

$$(FC + WC) (1+i)^n = \sum_{j=1}^n C_j (1+i)^{n-1} + (Wc + Sv)$$

Dimana :

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

C : *Cash Flow*

: *Profit after taxes + depresiasi + finance*

N : Umur pabrik (10 tahun)

I : Nilai DCFR

X.3.7. Hasil Perhitungan

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

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

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	\$ 8.066.826,81	Rp 130.964.933.339,01
2	<i>Instalasi Cost</i>	\$ 5.921.051	Rp 96.128.261.071
3	Pemipaan	\$ 6.937.471	Rp 112.629.842.672
4	Instrumentasi	\$ 2.879.857	Rp 46.754.481.202
5	Isolasi	\$ 645.346	Rp 10.477.194.667
6	Listrik	\$ 1.210.024	Rp 19.644.740.001
7	Bangunan	\$ 5.344.749	Rp 86.772.000.000
8	Tanah dan Pembuatan Jalan	\$ 3.501.893	Rp 56.853.240.001
9	Utilitas	\$ 2.768.991	Rp 44.954.564.909
Total		\$56.887.014.316,70	Rp 605.179.257.861,48

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

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Engineering and Construction (20% PPC)</i>	\$ 7.455.242	Rp 121.035.851.572
2	<i>PPC + Engineering and Construction</i>	\$ 44.731.451	Rp 726.251.109.434
Total		\$ 52.186.693	Rp 847.250.961.006

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

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	\$ 44.731.451	Rp 726.215.109.434
2	<i>Contractor's Fee</i>	\$ 4.473.145	Rp 72.621.510.943
3	<i>Contingency</i>	\$ 11.182.863	Rp 181.553.777.358
4	<i>Enviromental Cost</i>	\$ 2.420.048	Rp 39.289.480.002
5	<i>Plant Star Up</i>	\$ 447.315	Rp 7.262.151.094
Total		\$ 63.254.822	Rp 1.026.942.028.832

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

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Raw Material	\$ 96.365.928,90	Rp 1.564.500.855.638,45
2	Tenaga Kerja	\$ 642.389,90	Rp 10.429.200.000,00
3	<i>Supervisor</i>	\$ 64.238,99	Rp 1.042.920.000,00
4	<i>Maintenance</i>	\$ 6.958.030,38	Rp 12.963.623.171,48
5	<i>Plant Supplies</i>	\$ 1.043.704,56	Rp 16.944.543.475,72
6	<i>Royalty & Patents</i>	\$ 5.795.953,59	Rp 94.097.306.472,43
7	Utilitas	\$ 10.347.911,29	Rp 167.998.339.728,82
Total		\$ 121.218.157,59	Rp 1.967.976.788.486,90

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

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Payroll Overhead</i>	\$ 128.477,98	Rp 2.085.840.000,00
2	<i>Laboratory</i>	\$ 128.477,98	Rp 2.085.840.000,00
3	<i>Plant Overhead</i>	\$ 642.398,90	Rp 10.429.200.000,00
4	<i>Packaging and Shipping</i>	\$ 37.673.698,31	Rp 611.632.492.070,77
Total		\$ 38.573.044,17	Rp 626.233.372.070,77

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

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	\$ 6.325.482,16	Rp 102.694.202.883,16
2	<i>Property Taxes</i>	\$ 1.834.389,83	Rp 29.781.318.836,12
3	<i>Insurance</i>	\$ 632.548,22	Rp 10.269.420.288,32
Total		\$ 8.792.420,20	Rp 142.744.942.007,60

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

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	\$ 121.218.157,591	Rp1.967.976.788.486,90
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	\$ 38.573.044,168	Rp 626.233.372.070,77
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	\$ 8.792.420,204	Rp 142.744.942.007,60
Total		\$ 168.583.621,963	Rp2.736.955.102.565,26

Tabel X. 10 *Working Capital (WC)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	\$ 8.030.494,07	Rp 130.375.071.303,20
2	<i>In Process Inventory</i>	\$ 33.716.724,39	Rp 547.391.020.513,05
3	<i>Product Inventory</i>	\$ 7.662.891,91	Rp 124.407.050.116,60
4	<i>Extended Credit</i>	\$ 12.074.903,30	Rp 196.036.055.150,89
5	<i>Available Cash</i>	\$ 15.325.783,81	Rp 248.814.100.233,21
Total		\$ 76.810.797,49	Rp 1.247.023.297.316,95

Tabel X. 11 *General Expense (GE)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Administration</i>	\$ 97.613,18	Rp 1.584.750.000,00
2	<i>Sales Expense</i>	\$ 25.287.543,29	Rp 410.543.265.384,79
3	<i>Research</i>	\$ 13.486.689,76	Rp 218.956.408.205,22
4	<i>Finance</i>	\$ 39.304.176,67	Rp 638.103.308.229,21
	Total	\$ 78.176.022,90	Rp 1.269.187.731.819,22

Tabel X. 12 *Total Production Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	\$ 168.583.621,963	Rp 2.736.955.102.565,26
2	<i>General Expense</i>	\$ 78.176.022,90	Rp 1.269.187.731.819,22
Total		\$ 246.759.645	Rp 4.006.142.834.384,49

Tabel X. 13 *Fixed Cost (Fa)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Depresiasi	\$ 6.325.482	Rp 102.694.202.883
2	<i>Property Taxes</i>	\$ 1.834.390	Rp 29.781.318.836
3	Asuransi	\$ 632.548	Rp 10.269.420.288
Total		\$ 8.792.420	Rp 142.744.942.008

Tabel X. 14 *Variable Cost (VA)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	\$ 96.365.929	Rp 1.564.500.855.638
2	<i>Packaging and Shipping</i>	\$ 37.673.698	Rp 611.632.492.071
3	<i>Utilities</i>	\$ 10.347.911	Rp 167.998.339.729
4	<i>Royalty & Patent</i>	\$ 5.795.954	Rp 94.097.306.472
Total		\$ 150.183.492	Rp 2.438.228.993.910

Tabel X. 15 *Regulated Cost (Ra)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Gaji Karyawan	\$ 1.141.792	Rp 18.537.000.000,00
2	<i>Payroll Overhead</i>	\$ 128.478	Rp 2.085.840.000,00
3	<i>Plant Overhead</i>	\$ 642.390	Rp 10.429.200.000,00
4	<i>Supervision</i>	\$ 64.239	Rp 1.042.920.000,00
5	Laboratorium	\$ 128.478	Rp 2.085.840.000,00
6	<i>General Expense</i>	\$ 78.176.023	Rp 1.269.187.731.819,22
7	<i>Maintenance</i>	\$ 6.958.030	Rp 112.963.623.171,48
8	<i>Plant Supplies</i>	\$ 1.043.705	Rp 16.944.543.475,72
Total		\$ 88.283.135	Rp 1.433.276.698.466

X.4. Analisis Keuangan

Harga Jual Produk Fenol	= 4,5 usd/kg
	= \$ 289.797.679 usd/tahun
<i>Annual Sales (Sa)</i>	= Rp 4.704.865.323.621,29
Total Cost	= Rp 4.006.142.834.384,49
Keuntungan Sebelum Pajak	= Rp 698.722.489.236,81
Pajak Pendapatan	= Rp 209.616.746.771,04
Keuntungan Setelah Pajak	= Rp 489.105.742.465,77

X.5. Analisis Kelayakan

1. *Percent Return on Investment (ROI)*

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

$$\text{ROI Sebelum Pajak} = 68,04\%$$

$$\text{ROI Setelah Pajak} = 47,63\%$$

2. *Pay Out Time (POT)*

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

$$\text{POT Sebelum Pajak} = 1,28 \text{ tahun}$$

$$\text{POT Setelah Pajak} = 1,74 \text{ tahun}$$

3. *Percent Profit on Sales (POS)*

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

$$\text{POS Sebelum Pajak} = 14,85\%$$

$$\text{POS Setelah Pajak} = 10,40\%$$

4. *Break Event Point (BEP)*

$$\text{BEP} = \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra}$$

$$\text{BEP} = 45,33\%$$

5. *Shut Down Point (SDP)*

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

$$\text{SDP} = 34,04\%$$

6. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

$$\text{Umur Pabrik} = 10 \text{ Tahun}$$

$$\text{Fixed Capital Investment} = \text{Rp } 1.026.942.028.832$$

$$\text{Working Capital} = \text{Rp } 1.247.023.297.317$$

$$\text{Cash Flow} = \text{Rp } 1.229.903.253.578$$

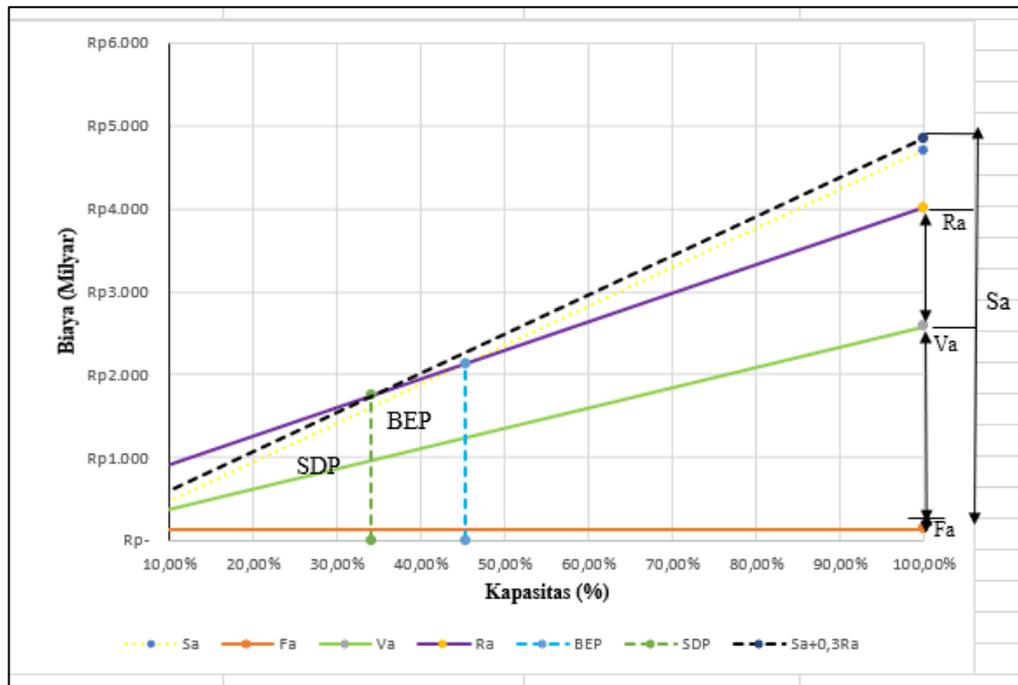
DCFR dihitung secara *trial & error*

$$(FC + WC) (1+i)^n = \sum_{j=1}^n C_j (1+i)^{n-1} + (Wc + Sv)$$

Nilai i	R	S	R - S
1,0000	2.328.540.493.976.160,0000	1.259.540.745.910.640,00	1.068.999.748.065.520,00
0,9000	1.394.183.208.255.910,0000	837.829.640.370.960,00	556.353.567.884.946,00
0,8000	811.911.867.149.290,0000	548.728.495.785.601,00	263.183.371.363.689,00
0,7207	517.410.723.367.966,0000	387.943.736.338.762,00	129.466.987.029.204,00
0,6000	128.517.200.544.731,0000	128.517.200.544.731,00	0,00

Dengan *trial and error* diperoleh $i = 60\%$

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



Gambar X. 2 Hubungan Kapasitas Produksi dan Biaya

BAB XI

KESIMPULAN

XI.1 Kesimpulan

Berdasarkan pada tinjauan kondisi operasi seperti suhu dan tekanan operasi yang rendah. Akan tetapi, bahan baku yang digunakan bersifat korosif yaitu mudah terbakar, sehingga pabrik yang akan didirikan yakni pabrik Fenol dari dekomposisi kumena hidropersida dengan menggunakan katalis asam sulfat tergolong sebagai pabrik yang beresiko tinggi. Dapat dilihat dari perhitungan evaluasi ekonomi yang menunjukkan sebagai berikut;

1. *Return on Investment (ROI)*

Sebelum Pajak : 68%

Setelah Pajak : 47%

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi adalah minimal 44%.

2. *Pay Out Time (POT)*

Sebelum Pajak : 1,28 Tahun

Setelah Pajak : 1,74 Tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi adalah maksimal 2 Tahun.

3. *Break Even Point (BEP)* besarnya 45,33%. Pendirian pabrik kimia umumnya BEP sebesar 40% sampai 60%.

4. *Shut Down Point (SDP)* besarnya 34,04%. Pendirian pabrik kimia umumnya SDP sebesar 30 % sampai 40 %.

5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)* besarnya 47%. Suku bunga bank saat ini sekitar 10%-15%, jadi DCF lebih besar dari suku bunga pinjaman di bank.

Dari hasil evaluasi ekonomi di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik Fenol dari dekomposisi kumena hidropersida menggunakan katalis asam sulfat dengan kapasitas produksi 50.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan

XI.2. Saran

1. Perancangan pada alat proses dipilih dengan selektif dan pertimbangan dalam pemilihan alat agar meminimalisir harga alat sehingga dapat mengoptimalkan keuntungan.
2. Memilih bahan baku dengan melihat faktor keamanan baik dari sifat fisis bahan maupun produk sehingga mendapatkan produk yang diinginkan dan juga berpengaruh pada pemilihan jenis alat yang digunakan.

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik. (2022). *Ekonomi dan Perdagangan Dunia*. <https://www.bps.go.id/>. Diakses pada Tanggal 5 Oktober 2023.
- Brownell, L.E., and Young, E.H. 1959. *Process Equipment Design*. John Wiley and Sons. Inc., New York.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F. 1983. *Chemical Engineering Vol 1* \$ 6. Pergamon International Library, New York.
- Dai, X., Zhou, W., Yang, S., Qian, J., He, M., & Chen, Q. (2019). *Microchannel process for phenol production via the cleavage of cumene hydroperoxide*. *Chemical Engineering Science*, 398-404.
- Fogler, H. Scott. 2006. *Elements of Chemical Reaction Engineering* 4th edition. Prentice Hall International Inc.: United States of America.
- Kern, D.Q. 1983. *Process Heat Transfer*. Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.
- Krik, R.E and Othmer. 1996. *Encyclopedia of Chemical Technology*. Vol. 17. New York : John Willey and Sons Inc.
- Levenspiel, O. (1999). *Chemical Reaction Engineering*. John Wiley & Sons.
- Ludwig, E.E. 1964. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*. Gulf Publishing, Cp. Houston.
- Mc. Cabe, Warren L. 1993. *Unit Operation of Chemical Engineering*, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Company, Inc., Tokyo.
- Mc. Ketta, J.J and Cunningham, W.A. 1987. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. Vol. 5. New York : Marcel Decker Inc.
- Pellegrini, L., Bonomi, S., & Biardi, G. (2003). Dynamic simulation of the cleavage section in a phenol plant for safety analysis. In Proceedings of FOCAPO.
- Perry, R.H., & Green, D. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*,

- 6th ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York.
- Petter, M.S., and Timmerhauss, H.C. 1990. *Plant Design and Economics for Chemical Engineering*. 3rd Ed. Mc. Graw Hill, Kogakusha, Tokyo
- Smith, J. M., 1950. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. Journal of Chemical Education.
- Towler, Gavin and Sinnott, Ray. 2008. *Chemical Engineering Design*. Elsevier, NC., California.
- Treyball, R. E., 1980. *Mass Transfer Operations*. New York : Mc Graw Hill Book Company.
- Tyman, J. H. P. (1996). *Synthetic And Natural phenols*. Elsevier.
- Yaws, C. L., 1999. *Chemical Properties Handbook*, Mc Graw Hill Book Co., New York

LAMPIRAN

LAMPIRAN A

REAKTOR (R-01)

Reaktor Pembentukan Fenol

- Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
- Fungsi : Sebagai tempat berlansungnya reaksi dekomposisi kumena hidroperoksida dengan bantuan katalis asam sulfat.
- Suhu : 80 °C
- Tekanan : 1 Atmosfir
- Waktu reaksi : 204 detik
- Reaksi : Eksotermis
- Konversi : 98%
- Pendingin : Jaket
- Tujuan :
 1. Menentukan jenis reaktor
 2. Menghitung jumlah reaktor
 3. Menghitung neraca massa dan neraca panas
 4. Menentukan pendingin reaktor
 5. Menentukan dimensi reaktor

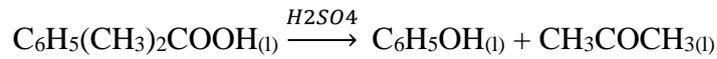
Alasan pemilihan:

1. Zat yang beraksi berada dalam fase cair - cair dan bersifat kontinyuProses berifat kontinyu
2. Reaksi bersifat eksotermis sehingga dibutuhkan luas perpindahan panas bertujuan untuk memastikan kontak optimal dengan pendinginAdanya pengaduk sehingga pencampuran dapat homogen.
3. Pengontrolan suhu mudah sehingga kondisi operasi yang isothermal dapat terpenuhi.
4. Biaya operasional lebih rendah.
5. Adanya pengaduk sehingga pencampuran dapat homogen.
6. Adanya bantuan katalis fase cair.

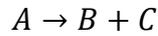
A. Tinjauan Kinetika

Konversi akhir pada pembuatan fenol dari kumena hidroperoksida dan asam sulfat adalah 98% pada suhu 80°C, tekanan 1 atm dan waktu tinggal selama 204 detik.

Proses reaksi sebagai berikut :



Dalam bentuk simbol:



Dengan: $A = \text{C}_9\text{H}_{12}\text{O}_2$

$B = \text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$

$C = \text{CH}_3\text{COCH}_3$

Dari neraca mol (terhadap A) untuk RATB *steady state*:

Laju Alir Masuk – Laju Alir Keluar – Laju Reaksi = Akumulasi

Diketahui orde reaksi satu,

Persamaan kecepatan reaksi atau kinetika:

Persamaan perancangan:

$$t = C_{a0} \int_0^{x_a} \frac{\partial x_a}{-r_a}$$

Persamaan kecepatan reaksi:

$$-r_a = kC_a$$

Stoikiometri:

$$C_a = C_{a0} (1 - X_a)$$

Dari ketiga persamaan diatas didapat persamaan:

$$t = C_{a0} \int_0^{x_a} \frac{\partial x_a}{kC_{a0}(1 - X_a)}$$

$$t = \int_0^{x_a} \frac{\partial x_a}{k(1 - X_a)}$$

$$t = \frac{1}{k} [-\ln (1 - X_a)]$$

$$k = \frac{1}{t} [-\ln (1 - X_a)]$$

Dari data diatas dapat diketahui : $t = 204$ detik = 0,0567 jam, $X_a = 98\%$ sehingga tetapan kecepatan reaksi (k) dapat dihitung sebesar:

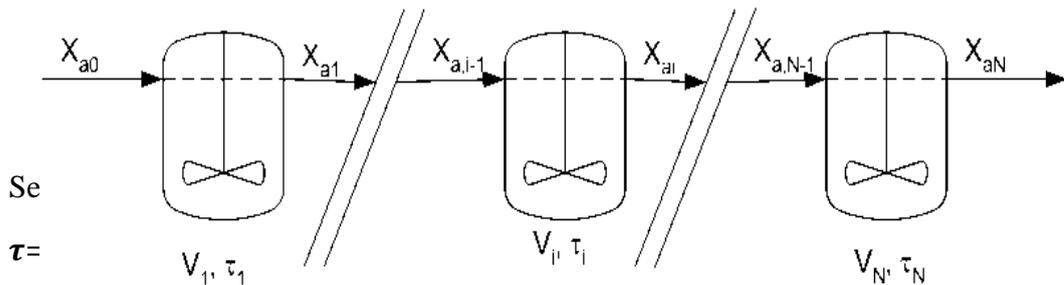
$$k = \frac{1}{0,0567} [-\ln (1 - 0,98)]$$

$$k = 68,9951 / \text{jam} \quad (\text{Xuan Dai, et.,al 2019})$$

A. Optimasi Jumlah Reaktor

Dirancang : Besarnya volume reaktor dan waktu tinggal sama

$$V_1 = V_2 = V_i = V_N = V$$



Algoritma perhitungan optimasi jumlah reaktor :

1. Menentukan jumlah reaktor (N) buah
2. Trial konversi (X_{a1} sampai $X_{a,N-1}$)
3. Menghitung t_1 sampai t_N
4. Jika $t_1 \sim t_2 \sim \dots \sim t_N$ maka perhitungan sudah benar, jika tidak maka ulangi perhitungan dari no.2
5. Hitung volume tiap reaktor
6. Hitung volume total reaktor
7. Hitung harga relatif reaktor
8. Harga relatif reaktor diambil sebagai dasar optimasi yang dihitung dengan *six-tenth rules*

Penentuan harga relatif reaktor

Jika untuk 1 buah reaktor yang mempunyai volume V_1 harganya C_1 maka untuk N buah reaktor :

$$C_N = N C_1 \left(\frac{V_{N,i}}{V_1} \right)^{0.6}$$

Maka harga relatif N buah reaktor dengan volume masing-masing V_i adalah:

$$C_{N,relatif} = \frac{C_N}{C_1} = N \left(\frac{V_{N,i}}{V_1} \right)^{0.6}$$

Hasil perhitungan optimasi jumlah reaktor disajikan dalam tabel berikut ini :

1. Optimasi satu reaktor

Tabel A.1. Optimasi Satu Reaktor

1 Reaktor				
Reaktor ke-1	Xa, N-1	Xa, N	t (Jam)	error t
1,0000	0,0000	0,9800	0,7120	0,0000
Total			0,7120	0,0000

$N = 1$
 $t, \text{ rata-rata} = 0,7101 \text{ Jam}$
 $V_i = t.Fv = 8,9233 \text{ m}^3$
 $V = N.V_i = 8,9233 \text{ m}^3$
 $C \text{ relatif} = 1,0000$

2. Optimasi 2 Reaktor

Tabel A.2 Optimasi Dua Reaktor

Reaktor				
Reaktor ke-	Xa, N-1	Xa, N	t (jam)	error t
1,0000	0,0000	0,8586	0,0880	0,0000
2,0000	85,86%	0,9800	0,0880	0,0000
Total		0,9800	0,1760	0,0000

$t, \text{ rata-rata} = 0,0878 \text{ Jam}$
 $V_i = t.fv = 1,1054 \text{ m}^3$
 $V = N.V_i = 2,2108 \text{ m}^3$
 $C_{\text{relatif}} = 0,5712$

3. Optimasi 3 Reaktor

Tabel A.3 Optimasi Tiga Reaktor

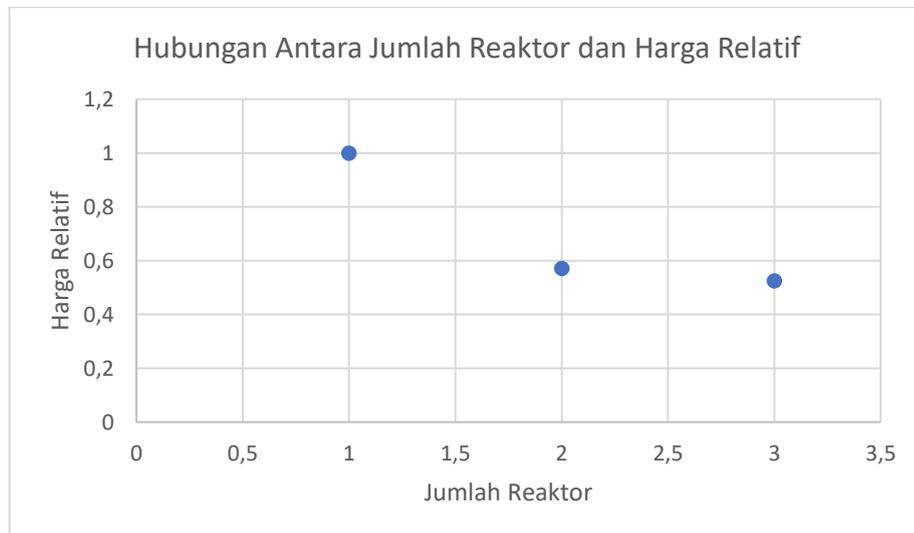
Reaktor 3				
Reaktor ke-	Xa, N-1	Xa, N	t (jam)	error t
1,0000	0,0000	0,7286	0,0389	0,0000
2,0000	72,86%	0,9264	0,0389	0,0000
3,0000	92,63%	0,9800	0,0389	0,0000
Total			0,1167	0,0000

$N = 3$
 $t, \text{ rata-rata} = 0,0389 \text{ Jam}$
 $V_i = t \cdot f_v = 0,4890 \text{ m}^3$
 $V = N \cdot V_i = 1,4669 \text{ m}^3$
 $C_{\text{relatif}} = 0,5253$

Untuk memudahkan pengamatan efek jumlah reaktor terhadap waktu reaksi dan harga relatif reaktor, hasil optimasi tersebut di atas disajikan dalam tabel dan grafik berikut :

Tabel A. 4 Hubungan Antara Jumlah Reaktor dengan Waktu

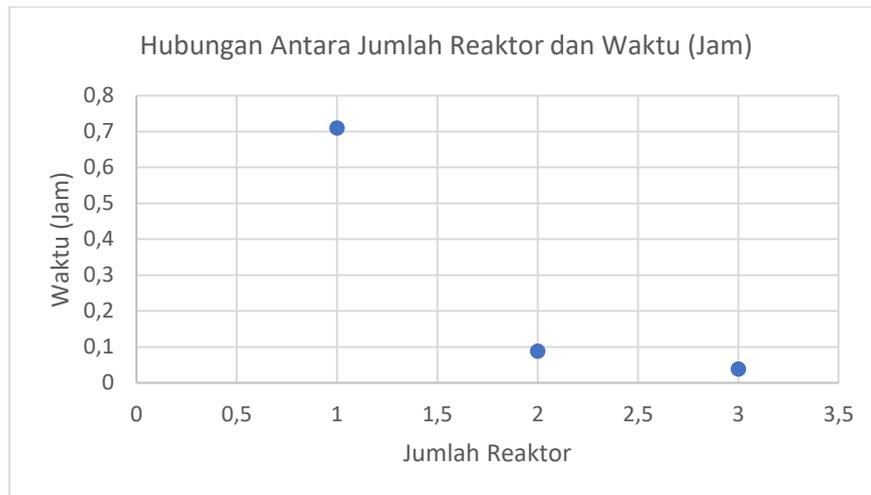
Jumlah reaktor	Harga Relatif
1	1
2	0,571249252
3	0,525255



Grafik 1. Grafik Hubungan Antara Jumlah Reaktor dengan Waktu

Tabel A.5 Hubungan Antara Jumlah Reaktor dengan Harga Relatif

Jumlah reaktor	Waktu(Jam)
1	0,7102
2	0,088
3	0,0389



Grafik 2. Gafik Hubungan Antara Jumlah Reaktor dengan Harga Relatif

Dari informasi yang terdapat dalam tabel dan grafik, terlihat bahwa harga Crelatif RATB pada reaktor 2 dan reaktor 3 lebih rendah dan memiliki waktu tinggal yang lebih singkat dibandingkan dengan reaktor 1. Namun, keputusan pemilihan jumlah reaktor tidak hanya didasarkan pada optimasi tersebut. Pertimbangan lain meliputi kebutuhan ruang dan perlengkapan tambahan seperti pompa, pipa dan biaya perawatan. Karena itu meskipun optimasi menyarankan penggunaan lebih dari satu reaktor, namun untuk meminimalkan biaya perawatan, keputusan akhirnya adalah menggunakan satu reaktor. Semakin banyak reaktor yang digunakan akan meningkatkan biaya operasional. Ja dipilihlah menggunakan satu reaktor yang disusun seri dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{Volume reaktor} = 8,9233 \text{ m}^3$$

$$\text{Waktu reaktor} = 0,7102 \text{ Jam}$$

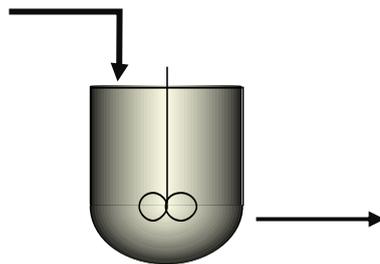
$$\text{Konversi} = 98\%$$

B. Neraca Massa Reaktor-01

Tabel A.6. Tabel Neraca Massa Masuk Reaktor-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
C ₃ H ₆ O	0,0000	0,0000	4679,9061
H ₂ O	278,0725	0,3292	278,4017
C ₉ H ₁₂	120,19	0,0000	1112,2900
C ₉ H ₁₂ O ₂	12513,2630	0,0000	250,2653
C ₆ H ₅ OH	0,0000	0,0000	7583,0916
H ₂ SO ₄	0,0000	16,1285	16,1285
Total	13920,0832		13920,0832

C. Menghitung Volume Perancangan



CSTR1

Dari data literatur menunjukkan dengan perbandingan mol *cumene hydroperoxide* dan asam sulfat C₉H₁₂O₂ : H₂SO₄ adalah 1 : 1

$$T = 80 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$t = 0,7102 \text{ Jam}$$

$$\text{Konversi} = 98\%$$

1. Volume cairan dalam tangki

$$V_r = F_v \cdot t$$

$$V_r = 8,9233 \text{ m}^3$$

$$V_r = 9923,37892 \text{ L}$$

2. Volume reaktor

Over design pada reaktor yaitu 20%

Over Design = 0,2

Volume Reaktor = 10708,0547 L

Volume Reaktor = 10,7080547 m³

Dirancang :

H = D :2=1

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3 \quad D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

D = 4,778705907 m

H = 2,389352953 m

D. Menghitung Tebal Vessel, Head Dan Pompa

Dalam mendesain tebal tangki maupun percangan tutup tangki acuan yang dipakai adalah Brownell and young(1959). Adapun perancangan tebal tangki dan tutup tangki adalah sebagai berikut.

T_{operasi} = 80°C

P_i = 10% *over design* dari tekanan *gauge*

P_i = 1,2 atm

= 17,64 psi

Bahan = *StainlessSteel* SA 167 tipe 316

Digunakan bahan tipe ini karena reaktan berupa asam kuat (H₂SO₄) dan memiliki sifat korosif. Sehingga dipilih stainless steel yang dimana mengandung kromium, 119

Komposisi bahan = 18Cr, 13 Ni, 4 Mo (Brownell, 1959)

f = 18.750 psi

E = 0,85

C = 0,125 inchi

1. Menghitung tebal tangki

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0.6P_d} + C \quad \text{diambil dari (Brownell, 1959)}$$

$$ts = \frac{17,6400 \times 47,0345}{18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 17,6400} + 0,125$$

$t_s = 0,64907$ inchi

Ts ukuran standar: 0,7500 inchi (3/4) diambil dari (Brownell, 1959)

Desain bentuk dan tebal *head and bottom*

Bentuk *head* dan *bottom* reaktor yang digunakan yaitu *Toripherical Dished Head*

Dengan langkah perhitungan yang sama dengan desain tebal tangki, didapatkan nilai t sebagai berikut.

$$t_h = \frac{0.885P_d r}{fE - 0.1P_d} + C$$

$t = 1,0475$ inchi

$t = 0,0266$ m

maka diambil tebal tangki=tebal *head* standar= 1 1/8 in

E. Menghitung Tinggi Total Reaktor

Dalam perhitungan tinggi reaktor acuan yang dipakai adalah Brownell (1959). Adapun hal-hal yang perlu dihitung secara terperinci dijelaskan dalam gambar berikut ini.

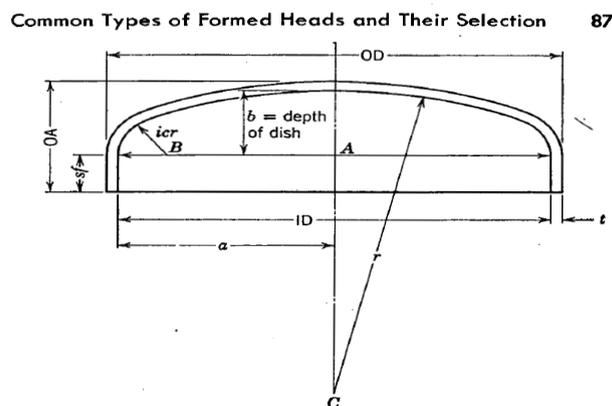


Fig. 5.8. Dimensional relationships for flanged and dished heads.

1. Menghitung tinggi *head* (OA)

Untuk menghitung OA maka kita memerlukan data sf dan icr dari tabel 5.6 Brownell (1959) sebagai berikut.

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
$\frac{3}{16}$	1½-2	$\frac{3}{16}$
$\frac{1}{4}$	1½-2½	$\frac{3}{4}$
$\frac{5}{16}$	1½-3	$\frac{15}{16}$
$\frac{3}{8}$	1½-3	$\frac{1}{8}$
$\frac{7}{16}$	1½-3½	$\frac{15}{16}$

Digunakan tebal *head* 1/4 in dengan tebal tersebut dapat diambil :

Standart Straight Flange (Sf) = 1.5-2.5 in

diambil Sf =	2,000	inch
OD = ID + 2.th =	94,1220	inch
a = ID/2 =	47,0344	inch
AB = a - icr =	41,3903	inch
BC = r - icr =	88,4247	inch
AC = (BC ² -AB ²) ^{0,5} =	78,1394	inch
b = r - AC =	15,9294	inch
OA = b + sf + th =	17,9560	inch
OA = Tinggi head =	17,9560	inch
=	0,4561	m

(Brownell and Young, P.87)

2. Menghitung tinggi total reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reaktor} &= \text{tinggi tangki} + 2x \text{ tinggi head} \\ &= 3,9713 \text{ meter} \end{aligned}$$

3. Menghitung luas permukaan dinding dalam dan luar reaktor

Menghitung luas permukaan dinding dalam

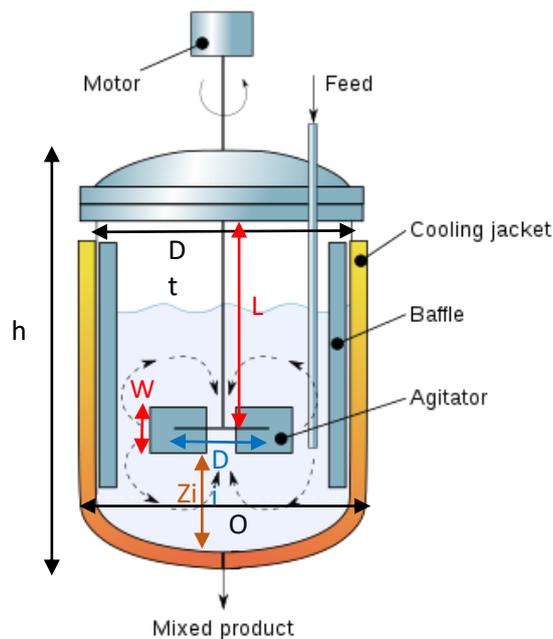
dinding <i>shell</i> =	Asi = $\phi \cdot D \cdot L_s$ =	22,9515	m ²
dinding <i>head</i> =	Ahi = $2(1,22\phi/4D^2)$ =	11,4644	m ²
Luas total =	Ai = Asi + Ahi =	33,8866	m ²

Menghitung luas permukaan dinding luar

$$\begin{aligned} \text{dinding shell} &= A_{so} = \pi \cdot (D + 2 \cdot t_h) \cdot L = 121,5370 \text{ m}^2 \\ \text{dinding head} &= A_{hi} = 2 \cdot (1,22 \pi / 4) \cdot (D + 2t_h)^2 = 84,1860 \text{ m}^2 \\ \text{Luas total} &= A_o = A_{so} + A_{ho} = 48,8246 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

F. Menghitung Dimensi Pengaduk

Dalam merancang dimensi pengaduk acuan yang digunakan adalah *Unit Operation* oleh Brown (1978), chapter 13 tentang *agitator*. Untuk penggambaran yang jelas mengenai variabel-variabel yang akan dihitung dapat dilihat pada gambar berikut ini:



Dalam merancang dimensi pengaduk acuan yang digunakan adalah *Unit Operation* oleh Brown (1978), chapter 13 tentang *agitator*.

Jenis : *Marine Propeller with 3 Blades and 4 Baffles*

Pemilihan jenis pengaduk berdasarkan :

Spesifikasi :

1. Diameter *Propeller* : $D_a = D_t/3 = 0,3982 \text{ m}$
2. Posisi Sudut *Propeller* : $E = D_a = 0,3982 \text{ m}$
3. Lebar *Baffle* : $W = D_a/5 = 0,0796 \text{ m}$
4. Kedalaman *Baffle* : $J = D_t/12 = 0,0996 \text{ m}$

5. Panjang Sudut *Propeller* : $L = Da/4 = 0,0996 \text{ m}$

Berdasarkan Fig 10.57 (Coulson, 2005) dipilih jenis pengaduk *Marine Propeller* dengan 3 *Blades* dan 4 buah *Baffles* dengan putaran pengaduk dipilih 60 rpm karena viskositas campuran kecil.

6. Putaran Pengaduk :

$$N = 60 \text{ rpm}$$

$$= 1 \text{ rps}$$

Sifat fisis cairan dalam reaktor : $\rho = 968,4111 \text{ kg/m}^3$
 $\mu = 7,6588 \text{ kg/m.s}$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} = 539,1888$$

Dari Coulson fig 10.58 hal 472

$$N_p = \text{power number} = \frac{P}{D^5 N^3 \rho}$$

$$\text{Power Number } N_p = 0,4900$$

7. Tenaga pengadukan :

$$P = 12492,79889 \text{ J/dtk}$$

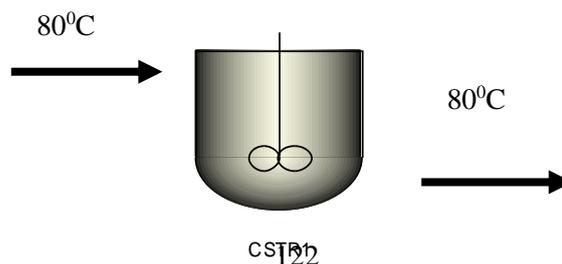
$$= 16,74035051 \text{ Hp}$$

Efisiensi Motor : $e_m = 85 \%$

$$\text{Power Motor } P_m = 19,6945 \text{ Hp}$$

Dipilih motor dengan daya standar : 20 Hp

G. Neraca Panas Reaktor (R-01)



suhu referensi = 25°C = 298,15 K

suhu operasi = 80°C = 353,15 K

Data panas pembentukan reaksi standar

Tabel A.7.Data Panas Pembentukan Reaksi Standar

Komponen	ΔH_f°
	J/mol
C ₃ H ₆ O	-217570,0000
H ₂ O	-241800,0000
C ₉ H ₁₂	3930,0000
C ₉ H ₁₂ O ₂	-78400,0000
C ₆ H ₅ OH	-96360,0000
H ₂ SO ₄	-735130,0000

1. Panas Reaksi Standar



$$\Delta H_{r0} = \sum_{\text{produk}} v_i \Delta H_{f0} - \sum_{\text{reaktan}} v_i \Delta H_{f0}$$

$$\Delta H_{r0} = -235520,8540 \text{ J/mol}$$

2. Panas dari 80 °C ke 25 °C

Tabel A.8.Data Panas Pembentukan Reaksi Dari 80 °C ke 25°C

Komponen	FM 1	FM 2	Delta H	Q1	Q2
	(kmol/jam)	(kmol/jam)	(J/kmol)	(J/jam)	(J/jam)
H ₂ O	13,4887097	0,015966553	-4136,371246	-55794,31096	-66,043592
C ₉ H ₁₂	8,089410063		-12294,23949	-99453,14464	
C ₉ H ₁₂ O ₂	71,87065312		-11283,2519	-810934,6833	
H ₂ SO ₄		0,143741306	-7905,55886		-1136,3554
Total	632,893	106803,6835	182,5320	19560978,2887	24370,7075

$$\begin{aligned} \text{Total } Q_c &= -967,385 \text{ J/jam} \\ &= -233 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

3. Panas dari 25 °C ke 80 °C

Tabel A.9. Data Panas Pembentukan Reaksi Dari 25 °C ke 80 °C

Komponen	Cp	Fm	Fm.Cp
	J/kmol.K	kmol/jam	J/jam.K
C3H6O	7320,872556	70,43324006	515632,7742
H2O	4136,371246	13,50467626	55860,35455
C9H12	12294,23949	8,089410063	99453,14464
C9H12O2	11283,2519	1,437413062	16218,69367
C6H5OH	11601,44712	70,43324006	817127,5103
Total	7905,55886	0,143741306	1136,355357

$$\begin{aligned} \text{Total } Q_h &= 1.505.429 \text{ J/jam} \\ &= 363 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

4. Panas reaksi total

$$\begin{aligned} (\Delta H_r)_A &= Q_c + \Delta H_r + Q_h \\ &= -16.051.097 \text{ J/jam} \\ &= -3.870 \text{ kkal/jam} \\ &= -3.071 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

5. Neraca Panas Total

Tabel A.10. Data Neraca Panas Total

Komponen	Masuk	Keluar
	kkal/jam	kkal/jam
Umpan	233,2171	-
Reaksi standar	3999,3108	-
Produk	-	362,9288
Pendingin	-	3869,5990
Total	4232,5279	4232,5279

PENDINGIN REAKTOR-01

A. Merancang Pendingin

- Menghitung beban panas pendingin

1. Beban panas pendingin

$$\Delta H \text{ Total} = Q = 3.870 \text{ kkal/jam} = 3071,159082 \text{ Btu/jam}$$

2. Medium pendingin

Dipilih:

Air pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm

Tc1 = Suhu air masuk	= 30	°C = 86	°F
Tc2 = Suhu air keluar	= 75	°C = 167	°F
T rata-rata	= 52,5	°C = 126,5	°F
Treaksi	= 80	°C = 176	°F

Sifat fisis air pada suhu rata-rata :

Berat molekul	18,0200	Kg/mol		
Konduktifitas panas	0,6387	W/m.K=	0,3690	Btu/jam.ft ² (°F/ft)
Densitas (ρc)	1,3965	kg/m ³ =	0,0872	lb/ft ³
Kapasitas panas (Cpc)	75,1283	J/kmol.K =	0,9969	Btu/lb.°F
Viskositas	0,5243	Pa.dtk =	1268,3952	lb/ft.jam

Beda suhu logaritmik (ΔT_{lm}) *Counterflow*

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_r - T_{c1}) - (T_r - T_{c2})}{\ln \frac{(T_r - T_{c1})}{(T_r - T_{c2})}} = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{\ln \frac{(T_r - T_{c1})}{(T_r - T_{c2})}}$$

$$= 19,5433^\circ\text{C} = 67,1779^\circ\text{F}$$

Dari tabel 8 hal 840 Kern, dapat diketahui fluida panas ini merupakan medium *organic*, sedangkan fluida dingin adalah air. Dalam sistem *cooler* maka nilai $U_d = 50-125$. Sehingga diambil nilai U_d adalah 100 Btu/jam ft².F

- Menghitung luas permukaan panas yang dibutuhkan (A_j)

$$A_j = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 0,4572 \text{ ft}^2$$

- Menghitung luas penampang shell tangki yang dibutuhkan (A_t)

$$A_t = \pi \cdot D \cdot L$$

$$= 247,0481 \text{ ft}^2$$

$$= 22,9515 \text{ m}^2$$

Karena A_j (Luas Permukaan Panas) $0,4572 \text{ ft}^2 < A_t$ (Luas Penampang Shell) $247,0481 \text{ ft}^2$ maka dipilih $30,8267 \text{ ft}^2$ maka dipilih pendingin reaktor menggunakan jaket pendingin.

Sebagai pendingin digunakan air dengan suhu masuk (T_1) = 30°C (86°F) dan suhu keluar (T_2) = 75°C (167°F). Maka nilai suhu rata-rata adalah $52,5^\circ\text{C}$ ($126,5^\circ\text{F}$)

- Menghitung kebutuhan air pendingin

$$W_c = \frac{Q}{C_p (T_2 - T_1)}$$

$$= 24,3536 \text{ lb/jam}$$

- Perancangan ukuran jaket

Diketahui:

Diameter luar reaktor (D_r) = $94,0856 \text{ in}$

Tebal shell = $0,7500 \text{ in}$

Jarak antara dinding reaktor dengan dinding jaket = $2,5000 \text{ in}$

$E = 0,8500$

$f = 1875,0000 \text{ Psi}$

$P = 17,6400 \text{ Psi}$

$b = 15,9294 \text{ Inchi}$

-Perancangan Diameter Jaket

$$D_j = D_r + 2 t_s + L$$

$$D_j = 98,0856 \text{ In}$$

$$D_j = 2,4914 \text{ m}$$

- Menghitung Flow Area

$$A_f = \pi (D_j - D_r)^2$$

$$A_f = 50,2400 \text{ in}^2$$

- Tebal Dinding *Shell* Jacket

$$t_j = P.D_j/2fE-P$$

$$t_j = 0,5458 \text{ in}$$

$$\text{standart } 5/16 = 0,3125 \text{ in}$$

- Tinggi *Shell* Jacket

$$L_j = (A - (\pi/4.D^2))/\pi D$$

$$L_j = 0,2233 \text{ in}$$

$$= 0,0057 \text{ m}$$

- Sumbu Pendek *Head Bottom* Jacket

$$B_j = b + L + t_j$$

$$B_j = 18,7419 \text{ in}$$

$$= 0,4760 \text{ m}$$

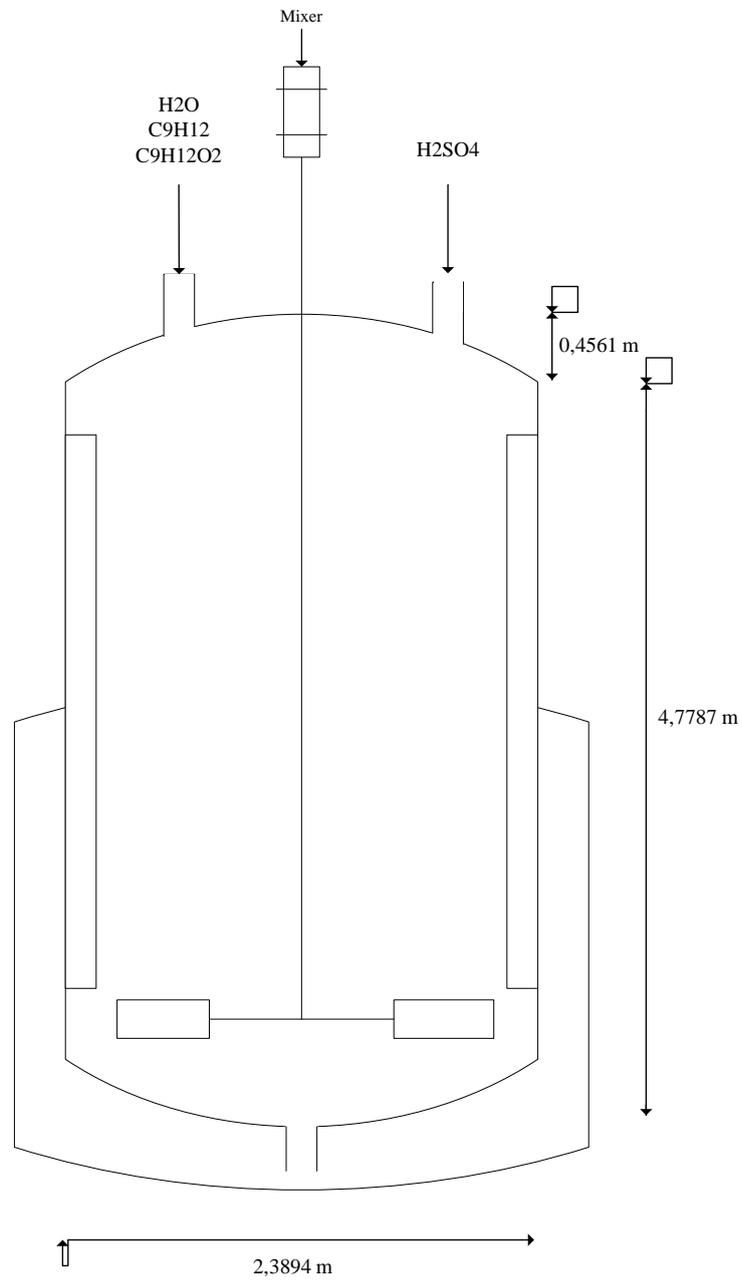
- Tinggi Jacket

$$Z_j = L_j + B_j$$

$$Z_j = 18,9652 \text{ in}$$

$$Z_j = 0,4817 \text{ m}$$

DESAIN REAKTOR R-01



LAMPIRAN B
MENARA DISTILASI (MD-01)

Fungsi : Memisahkan aseton dan air sebagai hasil atas

Jenis : *Plate Tower* dengan *Sieve Tray*

Kondisi Operasi :

- Tekanan rata-rata = 1 atm
- Temperatur atas = 60,4422°C
- Temperatur bawah = 177,4922°C

Tujuan Perancangan :

- Menentukan kondisi operasi.
- Menentukan tipe bahan konstruksi kolom.
- Menghitung jumlah *plate*.
- Menentukan dimensi kolom.

1. Menentukan Kondisi Operasi

- Kondisi Operasi Atas

Didapatkan tekanan atas = 1 atm dan suhu atas = 333,5922 K

Tabel B.1. Kondisi Operasi Atas

Komponen	Xd	Log 10 Po	Po	kd	yd	ad
C3H6O	0,83965	2,9420	874,9826	1,1513	0,9667	5,5046
H2O	0,15938	2,2013	158,9554	0,2092	0,0333	1,0000
C9H12	0,00096	0,3257	2,1168	0,0028	0,0000	0,0133
C9H12O2	0,00000	1,3527	22,5270	0,0296	0,0000	0,1417
C6H5OH	0,00000	0,7470	5,5848	0,0073	0,0000	0,0351
H2SO4	0,00000	-2,5539	0,0028	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000				1,0000	

- Kondisi Operasi Umpan

Didapatkan tekanan umpan = 1 atm dan suhu umpan = 354,3811 K

Tabel B.2. Kondisi Operasi Umpan

Komponen	Xf	Log 10 Po	Po	kf	yf	af
C3H6O	0,42936	3,2245	1676,9766	2,2065	0,9474	4,4076
H2O	0,08232	2,5803	380,4769	0,5006	0,0412	1,0000
C9H12	0,04931	1,0857	12,1808	0,0160	0,0008	0,0320
C9H12O2	0,00876	1,7384	54,7548	0,0720	0,0006	0,1439
C6H5OH	0,42936	1,2410	17,4179	0,0229	0,0098	0,0458
H2SO4	0,00088	-1,7976	0,0159	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000				1,0000	

- Kondisi Operasi Bawah

Didapatkan tekanan bawah = 1 atm dan suhu bawah = 450,6422 K

Tabel B.3. Kondisi Operasi Bawah

Komponen	Xb	Log 10 Po	Po	kb	yb	ab
C3H6O	0,00000	4,1664	14668,5539	19,3007	0,0000	2,0785
H2O	0,00168	3,8486	7057,3427	9,2860	0,0156	1,0000
C9H12	0,09991	3,1428	1389,3422	1,8281	0,1826	0,1969
C9H12O2	0,01793	2,9998	999,5623	1,3152	0,0236	0,1416
C6H5OH	0,87868	2,8278	672,6644	0,8851	0,7777	0,0953
H2SO4	0,00179	0,6916	4,9162	0,0065	0,0000	0,0007
Total	1,0000				1,0000	

2. Menentukan Jumlah *Plate* dan Lokasi Umpan

Asumsi yang diambil :

- Jenis *condensor* yang dipakai adalah *Condensor Total*, dimana uap keluar dari *top* menara distilasi akan diembunkan seluruhnya, sedangkan sebagian akan diambil sebagai distilat dan sebagian

akan dikembalikan ke menara sebagai *refluks*. Cairan distilat ini berada pada kondisi cair jenuh.

- b) Jenis *Reboiler* yang dipakai adalah *Reboiler Parsial*, dimana cairan keluar dari *bottom* menara distilasi akan diuapkan sebagai kemudian uap dikembalikan ke menara distilasi sebagai *boil-up* sedangkan cairan akan diambil sebagai *bottom product*. *Bottom product* ini berada pada kondisi cair jenuh.
- c) Panas hilang ke lingkungan bisa diabaikan.
- d) Data sifat fisis umpan berupa konstanta Antoine dapat dilihat di Tabel B.4

Tabel B.4. Data Konstanta Persamaan Antoine

Komponen	A	B	C	D	TD
C3H6O	7,31414	1315,67	240,479	7,31414	56
H2O	8,1402	1810,94	244,485	8,1402	100
C9H12	7,10691	1116,91	104,264	7,10691	152
C9H12O2	6,95989	1577,97	220,977	6,95989	153
C6H5OH	7,54098	1801,28	204,687	7,54098	181,4
H2SO4	8,6708	3230,1	227,326	8,6708	270

Tabel B.5. Umpan Masuk Menara Distilasi dan Fraksi Mol

No	Komponen	BM	Umpan		Fraksi Mol
			kmol/jam	kg/jam	
1	C3H6O	58,08	70,4332	4090,7626	0,4294
2	H2O	18,02	13,5047	243,3543	0,0823
3	C9H12	120,19	8,0894	972,2662	0,0493
4	C9H12O2	152,19	1,4374	218,7599	0,0088
5	C6H5OH	94,11	70,4332	6628,4722	0,4294
6	H2SO4	98,08	0,1437	14,0981	0,0009
Sub Total			164,0417	12167,7133	1
Total			12167,7133		

Tabel B.6. Hasil Atas Menara Distilasi

No	Komponen	BM	Umpan		Fraksi
			kmol/jam	kg/jam	Mol
1	C ₃ H ₆ O	58,08	70,4332	4090,7626	0,8397
2	H ₂ O	18,02	13,3696	240,9207	0,1594
3	C ₉ H ₁₂	120,19	0,0809	9,7227	0,0010
Sub Total			83,8838	4341,4060	1
Total			4341,4060		

Tabel B.7. Hasil Atas Menara Distilasi

No	Komponen	BM	Umpan		Fraksi
			kmol/jam	kg/jam	Mol
1	H ₂ O	18,02	0,1350	2,4335	0,0017
2	C ₉ H ₁₂	120,19	8,0085	962,5435	0,0999
3	C ₉ H ₁₂ O ₂	152,19	1,4374	218,7599	0,0179
4	C ₆ H ₅ OH	94,11	70,4332	6628,4722	0,8787
5	H ₂ SO ₄	98,08	0,1437	14,0981	0,0018
Sub Total			80,1580	7826,3073	1
Total			7826,3073		

3. Menentukan Tipe dan Jenis Menara

Menara distilasi adalah kolom pemisah berupa silinder tegak yang di dalamnya berisi sejumlah kumpulan *tray* (isian) yang digunakan sebagai alat kontak fase cair-cair. Dipilih jenis ini dengan pertimbangan pemilihan sebagai berikut :

- a) Komponen campuran yang dipisahkan bersifat korosif.
- b) *Pressure drop* rendah.
- c) Bahan konstruksi menara dipilih menggunakan bahan *Stainless Steel SA 283 grade C*.
- d) Dengan pertimbangan pemilihan sebagai berikut :
 - Harga relatif lebih murah.

- Struktur kuat.
- Ketahanannya cukup terhadap kondisi operasi.
- Paling sering digunakan sebagai bahan konstruksi proses.

Distribusi *Non Key Component*

LK (*Light Component*) = C₃H₆O

HK (*Heavy Component*) = H₂O

Dipakai persamaan Shiras et.al (Treybal, persamaan 9.164)

$$\frac{x_{id}}{z_{if}} = \frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1} \frac{x_{lk,d} D}{z_{lk,d} F} + \frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1} \frac{x_{hk,d} D}{z_{hk,d} F}$$

$$F_1 = \frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1} \cdot \frac{x_{lk,d} \cdot D}{z_{lk,f} \cdot F}$$

$$DK = F_1 + F_2 = \frac{x_i D}{x_i F}$$

$$F_2 = \frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1} \cdot \frac{x_{hk,d} \cdot D}{z_{hk,f} \cdot F}$$

Dimana

<0,01 (komponen i tidak terdistribusi (ada di hasil bawah))

>1,01 (komponen i tidak terdistribusi (ada di hasil atas)) 0,01 < (xid/zif) < 0,99

(komponen i terdistribusi di hasil atas dan hasil bawah)

Tabel B.8. Distribusi

Komponen	α	F1	F2	DK	Keterangan
C ₃ H ₆ O	3,7915	-0,0251	3,4759	3,4508	Tidak terdistribusi
H ₂ O	1,0000	0,0000	0,9900	0,9900	Terdistribusi
C ₉ H ₁₂	0,1051	0,0100	0,0000	0,0100	Terdistribusi
C ₉ H ₁₂ O ₂	0,1417	0,0090	0,0944	0,1034	Tidak terdistribusi
C ₆ H ₅ OH	0,0652	0,0099	0,0070	0,0169	Tidak terdistribusi
H ₂ SO ₄	0,0004	0,0105	-0,0533	-0,0428	Tidak terdistribusi

Derajat Pemisahan dan Key Component

Hasil atas menara distilasi mempunyai titik didih yang rendah seperti Aseton, Air dan sedikit *Cumene*, sedangkan Air, *Cumene*, *Cumen Hydroperoxide*, *Phenol* dan Asam Sulfat mempunyai titik didih yang lebih tinggi sehingga komponen-komponen ini menjadi hasil bawah dari menara distilasi. Hasil atas menara distilasi akan diembunkan di *Condensor-01* kemudian hasil embunnya ditampung di *Accumulator-01* sebagian direfluks ke menara distilasi dan sebagian besar adalah destilat yang diambil sebagai produk berupa Aseton.

Distribusi Komponen (Neraca Massa)

Asumsi :

1. Tekanan di sepanjang Menara tetap.
2. Aliran cairan dan uap sepanjang Menara dianggap tetap (*equimolar over flow*)
3. *Relatif volatility* dianggap konstan sepanjang Menara.
4. Terjadi kesetimbangan di tiap *plate*.

Menghitung Rmin (Refluks Minimum)

a. Perhitungan Reflux Minimum (Rmin)

Reflux minimum ini dapat dicari dengan metode *underwood*

$$\sum \frac{\alpha_i x_{id}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

(Pers. 11.60, Coulsion and Richardson, 1983)

Dengan :

Rm = Minimum *reflux* ratio

Xid = Konsentrasi komponen i di distilat.

α_i = Relatif *volatility* komponen i ini diambil sebagai rata-rata geometris di distilat dan *bottom* adalah akar persamaan berikut :

$$\sum \frac{\alpha_i Z_{if}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

(pers. 11.61 ,Coulson and Richardson, 1983)

Dengan:

x_{if} = Konsentrasi komponen di umpan.

q = *Thermal characteristic* umpan, untuk cair jenuh $q = 1$

Tabulasi Perhitungan :

Refluks minimum digunakan persamaan *Colburn* dan *Underwood*

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{if}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q = 0$$

(Coulson and Richardson, 1983)

dimana :

α_i = *Relative volatility* komponen i minimum refluks

R_m = Minimum refluks *ratio*

$x_{i,d}$ = Konsentrasi komponen i pada puncak saat R_m

(Coulson and Richardson, 1983)

Tabel B.9. Perhitungan R_{min}

Komponen	Feed (f)	Distillate	Bottom	log P_o	P_o	K_i	α_i	$\frac{(\alpha_i \cdot x_{if})}{(\alpha_i - \theta)}$	R_{m+1}
C3H6O	0,4294	0,8397	0,0000	3,654	4506,825	5,930	3,3825	0,6456	1,5626
H2O	0,0823	0,1594	0,0017	3,158	1437,447	1,891	1,0000	-0,6189	-0,8982
C9H12	0,0493	0,0010	0,0999	2,104	126,921	0,167	0,0512	-0,0023	0,3000
C9H12O2	0,0088	0,0000	0,0179	2,318	207,989	0,274	0,1417	-0,0013	0,3000
C6H5OH	0,4294	0,0000	0,8787	1,976	94,522	0,124	0,0579	-0,0231	0,3000
H2SO4	0,0009	0,0000	0,0018	-0,657	0,220	0,000	0,0001	0,0000	0,3000
Total	1,000	1,000	1,000	12,552	6373,925	8,387	4,633	0,0000	1,8644

Total

$$R_{min} + 1 = 1,8644$$

$$R_{min} = 0,8644$$

Refluks yang digunakan berkisar (1,2 -1,5)R_m. Diambil refluks rasio = 1,25 sehingga

$$R = 1,5 \times R_{min} = 1,2965$$

$$R/R+1 = 0,5646$$

$$R_{min}/R_{min}+1 = 0,4636$$

Menentukan Jumlah *Stage* Teoritis

$$N_{nim}/N = 0,6$$

$$N_{min} = 6 \text{ stage}$$

(Coulson and Richardson, 1983)

Menentukan Jumlah *Plate* Teoritis

$$Y = \frac{N - N_m}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,7X} \right) \left(\frac{X - 1}{X^{0,5}} \right) \right]$$

Dengan

$$X = (R - R_{min}) / (R + 1) = 0,1882$$

Maka diperoleh

$$Y = 0,4707$$

Maka jumlah *plate*

$$N_p = (N_m + Y) / (1 - Y) = 12,2131 = 12 \text{ Stage}$$

Menentukan Efisiensi

Menghitung viskositas *top* menggunakan persamaan

$$\log \mu = A + B/T + CT + DT^2$$

Tabel B.10. Viskositas *Top* Menara

Komponen	A	B	C	D	Xd	μ	$\mu\alpha$
C3H6O	-7,2126	9,03E+02	0,0184	-2,04E-05	0,8397	2,30E-01	0,1933
H2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,1594	4,64E-01	0,0739
C9H12	-5,9339	9,64E+02	0,0119	-1,11E-05	0,0010	4,90E-01	0,0005
C9H12O2	-19,503	3,00E+03	0,0436	-3,58E-05	0,0000	1,12E+00	0,0000
C6H5OH	1,5349	4,26E+02	-0,0092	6,23E-06	0,0000	2,73E+00	0,0000
H2SO4	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05	0,0000	8,26729457	0,0000
Total					1,0000		0,2678

Menghitung viskositas *bottom* menggunakan persamaan $\log \mu = A + B/T + CT + DT^2$

Tabel B.11. Viskositas *Bottom* Menara

Komponen	A	B	C	D	Xd	μ	$\mu\alpha$
C3H6O	-7,2126	9,03E+02	0,0184	-2,04E-05	0,0000	8,71E-02	0,0000
H2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,0017	0,153695016	0,0003
C9H12	-5,9339	9,64E+02	0,0119	-1,11E-05	0,0999	0,205940323	0,0206
C9H12O2	-19,503	3,00E+03	0,0436	-3,58E-05	0,0179	0,34037652	0,0061
C6H5OH	1,5349	4,26E+02	-0,0092	6,23E-06	0,8787	0,397637826	0,3494
H2SO4	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05	0,0018	3,199022764	0,0057
Total					1,0000		0,3821

(Yaws, 1999)

Maka

$$\mu \text{ avg} = 0,3198$$

$$\alpha LK \text{ avg} = 4,6333$$

Dihitung dengan persamaan empiris *O'Connell* :

$$E_Q = 51 - 32,5 \log (\mu \alpha \alpha)$$

(*Coulson and Richardson, Vol.6*)

$$E_Q = 51 - 32,5 \log (0,3198 \times 4,6333)$$

$$= 45,4479\%$$

$$= 0,4545$$

Menghitung Jumlah *Plate Actual*

$$N \text{ teoritis} = 12 \text{ stage}$$

$$\text{Efisiensi plate} = 0,4545$$

$$N \text{ Actual} = \frac{N \text{ teoritis}}{\text{Efisiensi Plate}}$$

$$\text{Maka, } N \text{ Actual} = 26,8729 \text{ plate} \approx 27 \text{ plate}$$

Menentukan *Feed Plate*

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_f, HK}{x_f, LK} \right) \left(\frac{x_b, LK}{x_d, HK} \right)^2 \right]$$

(Coulson and Richardson, Vol.6)

$$N_r/N_s = 0,1658$$

$$N_r + N_s = 27$$

$$N_s = 23,0511 \approx 23 \text{ stage}$$

$$N_r = 3,8219 \approx 4 \text{ stage dari bawah, sehingga ditentukan feed tray pada tray dari bawah.}$$

$$\text{Internal plate NP} = 27$$

$$\text{Feed terletak di plate} = 4$$

4. Menentukan Dimensi Menara

Menentukan Diameter Menara

Menghitung berdasarkan kecepatan uap maksimal dari persamaan 11.79 dan 11.80 buku *Coulson & Richardson's*.

$$U_v = (-0,171l_t^2 + 0,27l_t - 0,047) \left[\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right]^{1/2}$$

(Coulson and Richardson, Vol.6)

Dengan :

U_v = Kecepatan uap masuk yang diijinkan berdasarkan luas tampang total menara, m/s

V_w = Kecepatan uap/cairan maksimum, m/s

l_s = *Plate spacing*, m

Dc = Diameter kolom, m

- *Enriching Section*

Densitas cairan (ρ_L) = 328,9497 kg/m³

BM Campuran = 51,7550 kg/kmol

Densitas Campuran (ρ_v) = $\frac{BM \times P}{R \times T}$
 = 0,0014 kg/l = 1,3996 kg/m³

Uv = 0,2847 m/s

Vw = 4341,4060 kg/jam

Dc = 1,9635 m

- *Stripping Section*

Densitas cairan (ρ_L) = 478,3512 kg/m³

BM Campuran = 97,6361 kg/kmol

Densitas Campuran (ρ_v) = $\frac{BM \times P}{R \times T}$
 = 0,0026 kmol/jam = 84,0275 kmol/jam

Uv = 0,2498 m/s

Vw = 8204,1148 kg/jam

Dc = 2,0980 m

Perancangan Plate

- Panjang Weir

Tabel B.12. Panjang Weir

Parameter	Seksi <i>Enriching</i>	Seksi <i>Stripping</i>
Diameter <i>Coloum</i>	1,9635 m	2,0980 m
Luas Penampang <i>Coloum</i> (Ac)	3,0265 m ²	3,4552 m ²
Luas <i>Down Comer</i> (Ad) = 0,12 Ac	0,3632 m ²	0,4146 m ²
Luas <i>Net Area</i> (An) = Ac – Ad	2,6633 m ²	3,0406 m ²
Luas <i>Active Area</i> (Aa) = Ac – 2 Ad	2,3001 m ²	2,6260 m ²

Luas <i>Hole Area</i> (A_h) = 0,1 A_a	0,2300 m ²	0,2626 m ²
---	-----------------------	-----------------------

Panjang weir (t_w) merupakan fungsi A_d/A_c yang telah digariskan (*fig* 11.31, *Couslon*). Untuk $A_d = 0,12A_c$, diperoleh $t_w/D_c = 0,77$. Sehingga

$$t_w \text{ (Enriching)} = 1,5119 \text{ m}$$

$$t_w \text{ (Stripping)} = 1,6155 \text{ m}$$

Dalam perancangan dipilih :

$$\text{Take weir height (hw)} = 50 \text{ mm}$$

$$\text{Hole diameter (Dh)} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Plate thickness/tebal plate} = 5 \text{ mm}$$

- Cek Weeping

- *Enriching Section*

$$V = 192,6418 \text{ kg/jam}$$

$$L = 108,7581 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Max how} = 1,1589 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Min how} = 0,9137 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Min. How} + hw = 50,9137 \text{ mm}$$

$$U_{h \text{ min}} = \frac{[K_2 - 0,90 \cdot (25,4 - dh)]}{(\rho v)^{0,5}}$$

$$= 23,5141 \text{ m/s}$$

$$Q_v = (V \cdot BM \text{ vapour}) / \rho v$$

$$= 3101,8452 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,8616 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_h = 2,9968 \text{ m/s}$$

- *Stripping Section*

$$V = 103,9274 \text{ kg/jam}$$

$$L = 8330,6101 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Max how} = 15,5818 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Min how} = 12,2842 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Min. How} + hw = 62,2842 \text{ mm}$$

$$U_{h \text{ min}} = \frac{[K_2 - 0,90 \cdot (25,4 - dh)]}{(\rho v)^{0,5}}$$

$$\begin{aligned}
 &= 4,4645 \text{ m/s} \\
 Q_v &= (V \cdot BM \text{ vapour}) / \rho_v \\
 &= 3843,0176 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,0675 \text{ m}^3/\text{s} \\
 V_h &= 3,2521 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

(Coulson and Richardson, Vol.6)

○ *Plate Pressure Drop*

Dalam mengetahui *plate pressure drop* digunakan persamaan :

$$\text{Dry plate drop (hd)} = 51 \left[\frac{U_h}{C_o} \right]^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

(Coulson and Richardson, Vol.6)

Dengan

U_h = Kecepatan uap melalui *hole*, m/s

C_o = Koefisien *discharge sieve plate*

C_o merupakan fungsi tebal *plate*, d *hole* dan perbandingan *area hole* dan *active area*.

▪ *Enriching Section*

$$U_h \text{ max} = 3,7460 \text{ m/s}$$

$$A_h/A_p = A_h/A_a = 0,1000$$

$$\text{Tebal plate}/d_h = 1$$

$$H_d = 4,2244 \text{ mm liquid}$$

$$H_r = 37,9997 \text{ mm liquid}$$

$$H_t = 93,3831 \text{ mm liquid}$$

▪ *Stripping Section*

$$U_h \text{ max} = 4,0652 \text{ m/s}$$

$$A_h/A_p = A_h/A_a = 0,1000$$

$$\text{Tebal plate}/d_h = 1$$

$$H_d = 6,4541 \text{ mm liquid}$$

$$H_r = 26,1314 \text{ mm liquid}$$

$$H_t = 98,1673 \text{ mm liquid}$$

- *Total Pressure Drop*

Dalam menghitung total *pressure drop*, dipilih harga *ht* yaitu seksi *enriching*.

$$H_t = 93,3831 \text{ mm liquid}$$

$$\Delta P_t = 301,3470 \text{ Pa} = 0,0030 \text{ atm}$$

- *Menentukan Jumlah Hole*

$$\begin{aligned} \text{Luas satuan hole} &= \pi/4 (d_h)^2 \\ &= 0,000019625 \text{ mm}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah hole bawah} = 13380,7744$$

$$\text{Jumlah hole atas} = 11720,3744$$

Downcomer Liquid Back Up

$$\begin{aligned} H_{ap} &= h_w - 10 \text{ mm} \\ &= 40 \text{ mm} \end{aligned}$$

$$A_{ap \text{ top}} = 0,0605$$

$$A_{ap \text{ bottom}} = 0,0646$$

$$A_{d \text{ top}} = 0,3632$$

$$A_{d \text{ bottom}} = 0,4146$$

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_{wd}}{\rho L \cdot A_m} \right]^2$$

(Coulson and Richardson, 1983)

Dengan ;

Lwd = Kecepatan alir cairan pada *downcomer*

Hdc = *Headloss* pada *downcomer*

$$\text{Top } h_{dc} = 0,0003828 \text{ mm}$$

$$H_b = 144,5425 \text{ mm}$$

$$\text{Bottom } h_{dc} = 0,9303 \text{ mm}$$

$$H_b = 164,6794 \text{ mm}$$

- *Cek Resident Time*

$$tr = \frac{Ad. hbc. \rho_L}{Lwd}$$

(Coulson and Richardson, 1983)

Top tr = 571,5901 s

Bottom tr = 14,1147 s

o Maximum Vapour Velocity

$$F_{LV} = \frac{Lw}{Vw} \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$uf = k1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

dimana :

Lw = Kcepatan aliran cairan, kg/s

Vw = Kecepatan aliran uap, kg/s

FLV = Faktor aliran cairan uap

Uf = Kecepatan *flooding* uap, m/s

K = Konstanta yang merupakan fungsi Flv dan Lt

(Coulson p 454 pers 11.81 & 11.82)

- Seksi *Enriching*

Dari perhitungan diperoleh :

$$Flv = 0,0368$$

Dari *fig. 1, 1.27 Coulson* halaman 459 untuk *tray spacing* 0,3 m maka K = 0,079, karena *maximal superficial velocity* terjadi pada keadaan *flooding* maka :

$$Uf = 1,2085 \text{ m/s, agar tidak terjadi } \textit{flooding} \text{ diambil } 85\%$$

$$= 0,85 \times 1,2085 \text{ m/s}$$

$$= 0,8785 \text{ m/s}$$

- Seksi *Stripping*

Dari perhitungan diperoleh :

$$Flv = 5,9553$$

Dari *fig. 1, 1.27 Coulson* halaman 459 untuk *tray spacing* 0,3 m maka $K = 0,077$, karena *maximal superficial velocity* terjadi pada keadaan *flooding* maka :

$$U_f = 1,0335 \text{ m/s, agar tidak terjadi } \textit{flooding} \text{ diambil } 85\%$$

$$= 0,85 \times 1,0335 \text{ m/s}$$

$$= 0,8785 \text{ m/s}$$

▪ *Check Entrainment*

• *Seksi Enriching*

$$U_v = 0,3235$$

$$\% \textit{flooding} = 26,7693$$

$$\Psi = 0,02$$

• *Seksi Stripping*

$$U_v = 0,3511$$

$$\% \textit{flooding} = 33,9689$$

$$\Psi = 0,01$$

Menentukan Tebal Dinding Menara

○ *Tebal Shell*

Diameter Menara

▪ *Seksi enriching* = 77,3037 in

▪ *Seksi stripping* = 82,5982 in

Tekanan perancangan = 16,1655 psia

Bahan konstruksi = *Stainless Steel SA 167 grade C*

Ts

$$T_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot e^{-0,6P}} + C$$

(*Brownell and Young hal 254, pers 13.1*)

$$= 0,1261 \text{ in, dipakai tebal shell standart } (3/16) = 0,1875 \text{ in}$$

(Brownell and Young hal 89-91, tabel 5.7)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + \text{St} \\ &= 77,6787 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7. *Brownell and Young* hlm 89-91, OD yang sesuai

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 60 \text{ in} \\ \text{ID Koreksi} &= \text{OD} - 2t \\ &= 59,625 \text{ in} \end{aligned}$$

o Tebal *Head*

Pada perancangan menara distilasi ini jenis *head* yang dipilih adalah *torispherical dished head*.

$$th = \frac{0,885 \cdot P \cdot ri}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C$$

(Brownell and Young, pers 13.12)

Sehingga dari perhitungan diperoleh nilai $th = 0,1227 \text{ in}$, maka dipilih tebal standar $th = 3/16$.

o Menentukan Jarak Puncak dengan Straight Flange

Dari tabel 5.8. *Brownell, straight flange* (sf) antara 11/2 -11/4 in, dipilih *straight flange* (sf) = 2 in. Maka diperoleh :

$$\begin{aligned} r &= 60 \text{ in} \\ icr &= 3,625 \text{ in} \\ a &= 29,8125 \text{ in} \\ b &= 10,0765 \text{ in} \\ AB &= 26,1875 \text{ in} \\ BC &= 56,3750 \text{ in} \\ AC &= 49,9235 \text{ in} \\ OA &= 72,0765 \text{ in} \\ &= 1,8307 \text{ m} \\ Hh &= 12,1992 \text{ in} \\ &= 0,3099 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Menara

a) *Volume Head Bottom*

$$\begin{aligned} \text{Volume Head Bottom} &= 0,000049 \times ID^3 \\ &= 10,3868 \text{ in}^3 \\ &= 0,00017 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b) *Q Bottom*

$$\begin{aligned} Q \text{ bottom} &= \frac{l}{pt} \\ &= 61742,9486 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

c) *Volume Cair*

$$\begin{aligned} \text{Volume Cairan} &= Q \times T \\ &= 871480,6166 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

d) *Tinggi Cairan*

$$\text{Tinggi Cairan} = \frac{(\text{Volume cairan} - \text{Volume head})}{A_c} = 252220,5166 \text{ m}$$

e) *Tray Spacing*

$$T_s = 0,3 \text{ m}$$

f) *Tinggi Kolom*

$$\begin{aligned} \text{Tinggi kolom} &= (N_{act} - 1) \times T_s \\ &= 7,7619 \text{ m} \end{aligned}$$

g) *Ruang Kosong*

- Ruang Kosong atas = 0,3881 m
- Ruang Kosong Bawah = 0,7762 m

h) *Tinggi Menara*

$$= 8,9262 \text{ m}$$

i) *Hh Top*

$$= 12,1992 \text{ in}$$

j) *Tinggi Total Menara*

$$= 9,2360 \text{ m}$$

Nozzel

Dalam menentukan ukuran dari nozzle, menggunakan persamaan berikut ini :

$$D_{opt} = 226 W_m^{0.5} \rho^{-0.35}$$

Dimana :

D_{opt} = Diameter optimum, mm

W_m = Kecepatan umpan masuk/kelaur, kg/s

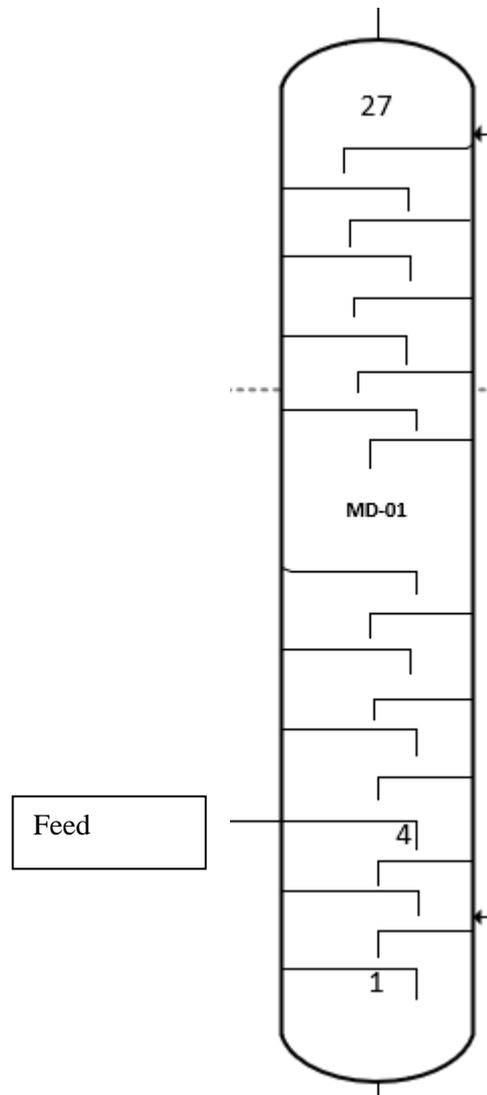
ρ = Densitas, kg/m³

Sehingga setelah dilakukan perhitungan diperoleh data sebagai berikut :

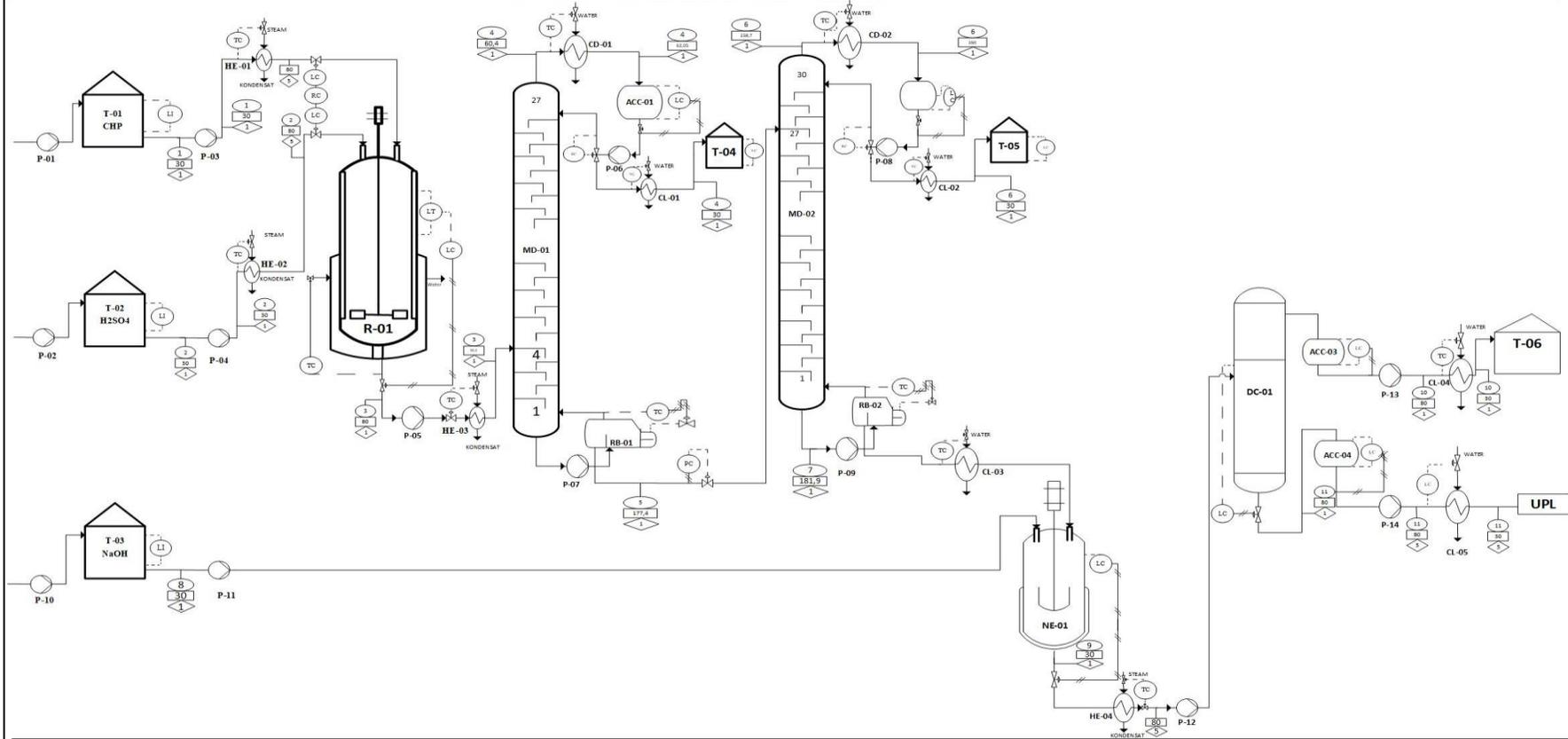
Tabel B.13. Ukuran Pipa

Keterangan	D opt (mm)	ID (in)	OD (in)	ρ (kg/m³)	Wm (kg/s)
Pipa Pemasukan Umpan	35,5510	1,61	1,9	7797,9743	3,3799
Pipa Pemasukan Refluks	30,6948	1,38	1,38	1,3996	84,0275
Pipa Pemasukan Uap Boiler	27,3362	1,067	2,338	2,6404	0,0289
Pipa Pengeluaran Atas	46,4760	2,469	2,88	1,3996	0,05351
Pipa Pengeluaran Cairan <i>Bottom</i>	39,6629	2,469	2,88	478,3512	2,3141

DESAIN MENARA DISTILASI (MD-01)



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA FENOL DARI KUMENA HIDROPEROKSIDA MENGGUNAKAN KATALIS ASAM
SULFAT KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN



Komponen	BM	Arus 1		Arus 2		Arus 3		Arus 4		Arus 5		Arus 6		Arus 7		Arus 8		Arus 9		Arus 10		Arus 11		
		Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	
C3H6O	58,08	0,0000	0,0000	4105,1730	4105,1730	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
H2O	18,02	243,9228	0,2887	244,2115	241,7694	2,4421	2,44121	0,0000	56,5451	61,7438	0,0000	61,7438	0,0000	61,7438	0,0000	61,7438	0,0000	61,7438	0,0000	61,7438	0,0000	61,7438	0,0000	61,7438
C9H12	120,19	975,6912	0,0000	975,6912	9,7569	965,9343	965,9343	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C9H12O2	152,19	10976,5256	0,0000	219,5305	0,0000	219,5305	0,0000	219,5305	0,2195	0,0000	0,2195	0,0000	0,2195	0,0000	0,2195	0,0000	0,2195	0,0000	0,2195	0,0000	0,2195	0,0000	0,2195	0,0000
C6H5OH	94,11	0,0000	0,0000	6651,8221	0,0000	6651,8221	6,6518	6645,1703	0,0000	6645,1703	6312,9118	332,2585	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4	98,08	0,0000	14,1478	14,1478	0,0000	14,1478	0,0000	14,1478	0,0000	14,1478	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH	40	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	11,5398	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4	142,04	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Alat	Keterangan
Acc	Accumulator
CD	Condenser
CL	Cooler
MD	Membran Distilasi
P	Pompa
RB	Reboiler
T	Tangki
NE	Neutralizer
DC	Decanter

Simbol	Keterangan
(LI)	Level Indicator
(LC)	Level Control
(TC)	Temperature Control
(LT)	Level Temperature
(FC)	Flow Control
(AC)	Alarm Control
(NC)	Normal Alarm
(SC)	Safety (CoC)
(T)	Temperature Control
(C)	Control Valve
(E)	Electric Control Valve
(P)	Piping
(K)	Control Valve

PROJEKSI INGENIURAN JABANG
PABRIK PENGOLAHAN KUMENA HIDROPEROKSIDA MENGGUNAKAN KATALIS ASAM SULFAT
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS BINA SARASWATI

Desain Oleh
 Hani Muliya Dharma (2102010001)
 Niki Setianingrum (2102010008)

Dua Pembimbing
 Dr. Ir. Murni Setiawan, S.T., M.Eng.
 Dr. Ir. Murni Setiawan, S.T., M.Eng.

PROJEKSI INGENIURAN JABANG
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS BINA SARASWATI
 301