

Universitas Ahmad Dahlan 81

Naskah_Skripsi_Shidiq_Danendra.pdf

-  CEK TURNITIN 3
-  INSTRUCTOR-CEK JURNAL 4
-  Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta

Document Details

Submission ID

trn:oid::1:3133739338

Submission Date

Jan 21, 2025, 10:21 AM GMT+7

Download Date

Jan 21, 2025, 10:25 AM GMT+7

File Name

Naskah_Skripsi_Shidiq_Danendra.pdf

File Size

2.7 MB

150 Pages

24,589 Words

133,366 Characters

50% Overall Similarity

The combined total of all matches, including overlapping sources, for each database.

Filtered from the Report

- Bibliography
- Quoted Text

Top Sources

- 49%  Internet sources
- 1%  Publications
- 13%  Submitted works (Student Papers)

Integrity Flags

1 Integrity Flag for Review

-  **Replaced Characters**
46 suspect characters on 21 pages
Letters are swapped with similar characters from another alphabet.

Our system's algorithms look deeply at a document for any inconsistencies that would set it apart from a normal submission. If we notice something strange, we flag it for you to review.

A Flag is not necessarily an indicator of a problem. However, we'd recommend you focus your attention there for further review.

Top Sources

49% Internet sources
 1% Publications
 13% Submitted works (Student Papers)

Top Sources

The sources with the highest number of matches within the submission. Overlapping sources will not be displayed.

1	Internet	eprints.uad.ac.id	28%
2	Internet	dspace.uui.ac.id	18%
3	Internet	pdfcoffee.com	1%
4	Student papers	Universitas Muhammadiyah Surakarta	<1%
5	Internet	opac.uad.ac.id	<1%
6	Internet	docplayer.info	<1%
7	Student papers	University of Leeds	<1%
8	Internet	vdocuments.mx	<1%
9	Internet	idoc.pub	<1%
10	Student papers	Sriwijaya University	<1%
11	Publication	Gennadii P. Chistyakov, Friedrich Götze. "Limit theorems in free probability theor...	<1%

12	Student papers	Universitas Diponegoro	<1%
13	Publication	C YAWS. "Vapor Pressure", Handbook of Chemical Compound Data for Process Saf...	<1%
14	Student papers	Institut Teknologi Nasional Malang	<1%
15	Publication	Justin Beck, Federico Bonetto. "Grand Canonical Evolution for the Kac Model", Jou...	<1%
16	Internet	eprints.uns.ac.id	<1%
17	Publication	Dedi Dermawan, Satriardi Satriardi. "Analisis Kelayakan Bisnis Kuliner "Sushi Kam...	<1%
18	Publication	Ni Luh Sri Wahyuni, Rina Ratianingsih, Agus Indra Jaya. "MENGONTROL LAJU PELE...	<1%
19	Publication	Dave Mangindaan, Ronald Horison, Evi, Michelle Muliawidjaja, Vini Octaviani Pus...	<1%
20	Internet	repository.setiabudi.ac.id	<1%
21	Student papers	Universitas Islam Indonesia	<1%

19

1

PRARANCANGAN PABRIK FURFURIL ALKOHOL DARI FURFURAL DAN HIDROGEN DENGAN KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN

Laporan *Capstone design* ini disusun sebagai salah satu
syarat untuk mendapatkan gelar sarjana



Disusun Oleh :

Mustafa Shidiq (2000020066)

Danendra Dzulfikar Kusuma (2000020084)

1

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN
YOGYAKARTA

2024

HALAMAN PERSETUJUAN

CAPSTONE DESIGN

PRARANCANGAN PABRIK FURFURIL ALKOHOL DARI FURFURAL DAN HIDROGEN DENGAN KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh :

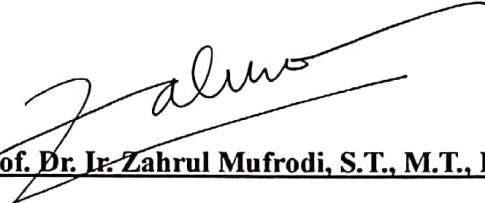
Mustafa Shidiq (2000020066)

Danendra Dzulfikar Kusuma (2000020084)

Telah disetujui oleh
Dosen pembimbing *capstone design* Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Ahmad Dahlan
dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk mendapat gelar sarjana



Dosen Pembimbing


Prof. Dr. Ir. Zahrul Mufrodi, S.T., M.T., IPM.

NIPM. 19700530 200110 111 0890402

HALAMAN PENGESAHAN***CAPSTONE DESIGN*****PRARANCANGAN PABRIK FURFURIL ALKOHOL DARI FURFURAL
DAN HIDROGEN DENGAN KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN****Disusun oleh :****Mustafa Shidiq (2000020066)****Danendra Dzulfikar Kusuma (2000020084)**

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

Susunan Dewan Penguji:**Ketua : Prof. Dr. Ir. Zahrul Mufrodi, S.T., M.T., IPM.****Anggota : 1. Prof. Dr. Ir. Erna Astuti, S.T., M.T., IPM.****2. Aster Rahayu, S.Si., M.Si., Ph.D.****Yogyakarta, Januari 2025****Dekan Fakultas Teknologi Industri****Universitas Ahmad Dahlan****Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T.****NIPM. 19660812 199601 011 0784324**

PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN *CAPSTONE DESIGN*

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : 1. Mustafa Shidiq (2000020066)

2. Danendra Dzulfikar Kusuma (2000020084)

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa *Capstone design* yang kami tulis ini dengan judul Prarancangan Pabrik Furfuril Alkohol Dari Furural dan Hidrogen Dengan Kapasitas 65.000 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 *Capstone design* ini hasil karya jiplakan, maka kami bersedia menerima sanksi atas perbuatan tersebut.

Yogyakarta, Desember 2024

Yang membuat pernyataan

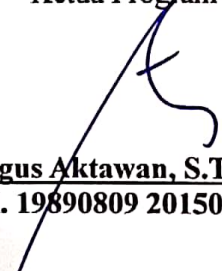


(Mustafa Shidiq)



(Danendra Dzulfikar Kusuma)

Mengetahui,
Ketua Program Studi



Agus Aktawan, S.T., M.Eng.
NIPM. 19890809 201508 111 1204576

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT. dzat yang Maha Pengasih lagi Maha Penyayang, yang kasih dan sayang-Nya selalu kita rasakan hingga saat ini. Sehingga berkat kasih dan sayang-Nya penyusun dapat menyusun dan menyelesaikan skripsi yang berjudul “Prarancangan Pabrik Furfuril Alkohol Dari Furfural dan Hidrogen Dengan Kapasitas 65.000 Ton/Tahun”. Tak lupa sholawat serta salam selalu tercurahkan kepada Nabi besar Muhammad SAW.

Tugas akhir ini disusun dan diharapkan penyusun sebagai media penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh penyusun selama di bangku kuliah, serta untuk melengkapi syarat guna memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia pada Fakultas Teknologi Industri, Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta. Dengan selesainya laporan ini penyusun mengucapkan terimakasih kepada:

1. Kepada kedua orang tua yang telah mendoakan, mendukung, dan membimbing kami.
2. Bapak Prof. Dr. Muchlas Arkanuddin, M.T. selaku Rektor Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta
3. Ibu Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan
4. Bapak Agus Aktawan, S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan
5. Bapak Prof. Dr. Ir. Zahrul Mufrodi, S.T., M.T., IPM. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir.
6. Teman-teman Teknik Kimia FTI UAD dan semua pihak terkait yang telah membantu dalam penyusunan tugas akhir ini yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu.

Kami menyadari bahwa penulisan tugas akhir ini masih belum sempurna. Oleh karena itu, kami berharap akan adanya kritik maupun saran yang bersifat membangun dari semua pihak demi kesempurnaan skripsi ini. Atas bimbingan dan dukungannya kami ucapkan terimakasih.

Yogyakarta, 21 November 2024

(Penulis)

HALAMAN PERSEMBAHAN

PENULIS I

Alhamdulillahirabbil'alamin, puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT atas rahmat, karunia, dan hidayah-Nya yang telah memberikan kesehatan, kemudahan, kelancaran, dan kesabaran dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini. Sholawat serta salam selalu tercurahkan kepada Rasulullah SAW.

Sebagai tanda bakti, hormat dan rasa terima kasih, saya persembahkan Tugas Akhir ini kepada kedua orang tua saya, yang sangat saya kasihi dan sayangi, yang selalu memberikan doa, dukungan dan kasih sayang yang tak terhingga. Tidak ada hal setimpal yang dapat saya berikan untuk mengganti segala yang telah diberikan. Semoga Allah SWT senantiasa melindungi dan melimpahkan segala rahmat-Nya, selalu diberikan kesehatan dan umur panjang.

Kepada kakak saya, Nurul Azizah S.Pd, terima kasih banyak telah memberikan dukungan kepada saya. Semoga Allah SWT selalu melindungi dan melimpahkan segala rahmat-Nya, selalu diberikan kesehatan, keberkahan dalam hidupnya dan umur yang panjang.

Kepada Bapak Prof. Dr. Ir Zahrul Mufrodi, S.T.,M. T.,IPM. terima kasih banyak telah memberikan ilmu, bimbingan, dukungan serta bantuannya. Serta jajaran dosen Teknik Kimia UAD yang telah memberikan ilmu yang bermanfaat. Semoga menjadi catatan amal jariyah.

Kepada partner saya Danendra Dzulfikar a.k.a Bonns, terima kasih atas kerjasamanya dari sejak penelitian, kerja praktek hingga menyelesaikan tugas akhir ini. Mohon maaf atas salah-salah selama ini, senang dapat berkerjasama, terus semangat kawan kedepannya.

Kepada seseorang yang telah menemani dari awal perkuliahan, terima kasih atas segala dukungan, kasih sayang, waktu dan usahanya dalam bersama-sama saling support untuk melewati empat tahun perkuliahan ini dan semoga selalu bersama hingga nanti.

Kepada keluarga besar mahasiswa Teknik Kimia UAD khususnya Teknik Kimia angkatan 2020. Terima kasih atas dukungan serta canda tawanya selama ini. Terima kasih atas segala pengalaman di perkuliahan ini. Semoga semuanya senantiasa dilindungi oleh Allah SWT.

Kepada keluarga besar Kedai Garasi dan Pos Ronda 130. Terima kasih atas dukungan serta canda tawanya selama ini.

PENULIS II

Alhamdulillahirabbil'alamin, puji syukur saya panjatkan kehadiran Allah SWT berkat rahmat, karunia, dan hidayah-Nya yang telah memberikan kesehatan, kemudahan, serta kesabaran dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini. Sholawat serta salam selalu tercurahkan kepada Nabi besar Muhammad SAW, yang telah membawa umatnya keluar dari zaman kebodohan menuju zaman yang penuh dengan ilmu pengetahuan seperti saat ini. Sebagai ucapan terima kasih saya persembahkan tugas akhir ini kepada:

Orang yang paling saya sayangi yaitu kedua orang tua saya. Terima kasih atas doa yang selalu menyertai saya dalam setiap langkah dan tindakan, atas kasih sayang yang tak terhingga, atas dukungan yang selalu diberikan kepada saya dalam bentuk apa pun, dan masih banyak lagi kata terima kasih yang mungkin tidak akan ada habisnya. Tidak ada sesuatu yang setimpal yang bisa saya lakukan untuk mengganti segala yang telah diberikan. Semoga Allah SWT senantiasa memberikan kasih sayang-Nya, selalu diberikan kesehatan, kekuatan, dan kemudahan.

Kepada kedua saudari saya, terkhusus kakak saya. Terima kasih atas semua motivasi yang telah diberikan, atas dukungan dan arahan, serta atas ilmu yang diberikan yang tidak saya dapatkan di bangku perkuliahan.

Kepada Bapak Prof. Dr. Ir. Zahrul Mufrodi, S.T., M.T., IPM., terima kasih banyak telah memberikan ilmu, bimbingan, dukungan, serta bantuannya. Serta jajaran dosen Teknik Kimia UAD yang telah memberikan ilmu yang bermanfaat. Semoga segala kebaikan bapak dan ibu menjadi amal jariyah.

Kepada partner saya Mustafa Shidiq, terima kasih telah berjuang bersama sejak penelitian, kerja praktek, hingga menyelesaikan tugas akhir ini. Mohon maaf atas segala kesalahan tutur kata dan kesalahan perbuatan selama ini. Semangat, selamat, dan sukses selalu kawan. Semoga Allah SWT senantiasa menjagamu untuk tetap di jalan yang benar.

Kepada seseorang yang telah menemani saya selama perkuliahan, terima kasih atas segala bentuk *support*, waktu, dan kasih sayang. Semoga selalu bersama hingga waktu yang tidak ditentukan. Semoga diberikan kelancaran di setiap langkah menuju kesuksesan.

Kepada keluarga besar mahasiswa Teknik Kimia UAD terkhusus Teknik Kimia angkatan 2020 dan kawan-kawan di Kedai Garasi. Terima kasih atas semua obat penenang gratis, yaitu senda gurau yang selalu tersedia setiap saat. Semoga semuanya senantiasa diberkahi oleh Allah SWT.

HALAMAN MOTTO

PENULIS I

“Pada akhirnya, ini semua hanya permulaan”

“Fa inna ma al usri yusra. Inna ma al usri yusraa. Maka sesungguhnya bersama kesulitan, ada kemudahan. Sesungguhnya bersama kesulitan, ada kemudahan”

(QS. Al- Insyirah: 5-6)

“Ajarkanlah matamu agar tidak memandang rendah orang lain, dan biasakan mulutmu agar tidak merendahkan orang lain”

(Rizki Setiawan)

“Setiap manusia memiliki hak untuk menentukan hidupnya sendiri”

(Robert Nesta Marley)

“They laugh at me because i'm different, I laugh at them because they're all the same.”

(Kurt Donald Cobain)

“Sebanyak apa pun aktivitas kamu, jangan lupakan shalat”

(Ibu)

PENULIS II

“Perbaikan diri dan kesuksesan kadang terjadi bersama. Namun itu tidak lantas berarti keduanya adalah hal yang sama.”

(Sebuah seni bersikap bodoamat)

DAFTAR ISI

1	HALAMAN PERSETUJUAN	ii
	HALAMAN PENGESAHAN	iii
	PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN <i>CAPSTONE DESGIN</i>	iv
	KATA PENGANGTAR.....	v
	HALAMAN PERSEMBAHAN	vi
	HALAMAN MOTTO	viii
	DAFTAR ISI.....	x
	DAFTAR TABEL	xiv
	DAFTAR GAMBAR	xvi
	DAFTAR LAMBANG	xvii
	ABSTRAK	xix
	BAB I PENDAHULUAN.....	1
	I.1. Latar Belakang.....	1
	I.2. Tinjauan Pustaka.....	2
	I.2.1 Tinjauan Proses.....	2
	I.2.2 Pemilihan Proses	4
	I.3. Tinjauan Kinetika Reaksi dan Termodinamika	5
	I.4. Kegunaan Produk	7
	I.5. Kapasitas Perancangan	8
	I.5.1 Data Impor.....	8
	I.5.2 Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri	9
	I.6. Pemilihan Lokasi Pabrik.....	9
	BAB II URAIAN PROSES.....	12
	II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku	12
	II.2. Tahap Reaksi.....	12
	II.3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian	13
	II.4. Diagram Alir Kualitatif.....	14
	BAB III SPESIFIKASI BAHAN	15
	III.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Katalis	15
1	I.3.1. Spesifikasi Bahan Baku	15

III.2.	Spesifikasi Katalis	16
III.3.	Spesifikasi Produk	16
BAB IV NERACA MASSA		18
IV.1.	Neraca Massa Alat	18
IV.1.1.	Neraca Massa Vaporizer (VP)	18
IV.1.2.	Neraca Massa Separator (SP-01)	18
IV.1.3.	Neraca Massa Reaktor (R)	18
IV.1.4.	Neraca Massa Separator (SP-02)	19
IV.1.5.	Neraca Massa Menara Distilasi (MD)	19
IV.2.	Neraca Massa Total	19
IV.3.	Diagram Alir Kuantitatif	20
BAB V NERACA PANAS		22
V.1.	Neraca Panas Vaporizer (VP)	22
V.2.	Neraca Panas Reaktor (R)	22
V.3.	Neraca Panas Menara Distilasi (MD)	22
V.4.	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-01)	23
V.5.	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-02)	23
V.6.	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-03)	23
V.7.	Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-01)	23
V.8.	Neraca Panas Condensor (CD-01)	24
BAB VI SPESIFIKASI ALAT		25
VI.1.	Spesifikasi Tangki Penyimpanan	25
VI.2.	Spesifikasi Vaporizer	25
VI.3.	Spesifikasi Separator	26
VI.4.	Spesifikasi Reaktor	26
VI.5.	Spesifikasi Menara Distilasi	27
VI.6.	Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i>	28
VI.7.	Spesifikasi <i>Condenser</i>	28
VI.8.	Spesifikasi <i>Reboiler</i>	29
VI.9.	Spesifikasi <i>Accumulator</i>	29
VI.10.	Spesifikasi <i>Cooler</i>	30
VI.11.	Spesifikasi Alat Pompa 01-03	30

VI.12.	Spesifikasi Alat Pompa 04-06.....	31
1	BAB VII UTILITAS.....	32
VII.1.	Unit Penyediaan Air dan Pengolahan Air	32
VII.1.1.	Unit Penyediaan Air	32
VII.1.2.	Unit Pengolahan Air	34
VII.1.3.	Kebutuhan Air	36
VII.1.4.	Kebutuhan <i>Dowtherm A</i>	38
VII.2.	Unit Pembangkit <i>Steam</i>	38
VII.3.	Unit Pembangkit Listrik	40
VII.4.	Unit Penyediaan Bahan Bakar	40
VII.5.	Unit Pengolahan Limbah	40
VII.1.5.	Limbah Cair	40
VII.6.	Limbah Padat	42
VII.7.	Limbah B3	42
1	BAB VIII TATA LETAK PABRIK DAN PERALATAN PROSES.....	44
VIII.1.	Tata Letak Pabrik	44
VIII.2.	Tata Letak Peralatan	46
1	BAB IX STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN.....	49
IX.1.	Organisasi Perusahaan	49
IX.2.	Struktur Organisasi	50
IX.3.	Tugas dan Wewenang	52
IX.4.	Pembagian Jam Kerja	55
IX.5.	Perincian Tugas dan Keahlian	57
IX.6.	Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	58
IX.7.	Kesejahteraan Sosial Karyawan	60
IX.8.	Manajemen Perusahaan	62
1	BAB X EVALUASI EKONOMI	63
X.1.	Dasar Perhitungan	63
X.2.	Perhitungan Biaya	63
X.2.1.	Perhitungan Harga Alat	63
X.2.2.	Perhitungan Capital Investment	67
X.2.3.	Perhitungan Biaya Produksi	68

X.3. Analisa Kelayakan.....	70
BAB XI KESIMPULAN.....	74
XI.1. Kesimpulan.....	74
XI.2. Saran.....	75
DAFTAR PUSTAKA.....	76
LAMPIRAN A. REAKTOR.....	77
LAMPIRAN B. MENARA DISTILASI.....	105

DAFTAR TABEL

Tabel I.1. Perbandingan Proses Pembentukan Furfuril Alkohol	4
Tabel I.2. Data Impot Furfuril Alkohol	8
Tabel I.3. Daftar Nama Perusahaan Furfuril Alkohol di Luar Negeri.....	9
Tabel III.1. Sifat Fisis Bahan Baku	15
Tabel III.2. Sifat Fisis Bahan Pembantu.....	16
Tabel III.3. Sifat Fisis Produk	17
Tabel IV.1. Neraca Massa Vaporizer (VP)	18
Tabel IV.2. Neraca Massa Separator (SP-01)	18
Tabel IV.3. Neraca Massa Reaktor (R).....	18
Tabel IV.4. Neraca Massa Separator (SP-02)	19
Tabel IV.5. Neraca Massa Menara Distilasi (MD)	19
Tabel IV.6. Neraca Massa Total.....	19
Tabel V.1. Neraca Panas Vaporizer (VP).....	22
Tabel V.2. Neraca Panas Reaktor (R)	22
Tabel V.3. Neraca Panas Menara Distilasi (MD)	22
Tabel V.4. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01)	23
Tabel V.5. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-02)	23
Tabel V.6. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-03)	23
Tabel V.7. Neraca Panas Cooler (CL-01)	23
Tabel V.8. Neraca Panas Condensor (CD-01)	24
Tabel VI.1. Spesifikasi Alat Tangki.....	25
Tabel VI.2. Spesifikasi Alat Vaporizer	25
Tabel VI.3. Spesifikasi Alat Separator	26
Tabel VI.4. Spesifikasi Alat Reaktor (R).....	26
Tabel VI.5. Spesifikasi Alat Menara Distilasi	27
Tabel VI.6. Spesifikasi Alat Heat Exchanger	28
Tabel VI.7. Spesifikasi Alat Condenser	28
Tabel VI.8. Spesifikasi Alat Reboiler	29
Tabel VI.9. Spesifikasi Alat Accumulator	29
Tabel VI.10. Spesifikasi Alat Cooler.....	30
Tabel VI.11. Spesifikasi Alat Pompa 01-03	30
Tabel VI.12. Spesifikasi Alat Pompa 04-06	31
Tabel VIII.1. Detail Bangunan dan Luas Tanah	45
Tabel IX.1. Jadwal Kerja Masing-Masing Regu	57
Tabel IX.2. Jabatan dan Prasyarat	57
Tabel IX.3. Komposisi dan Sistem Gaji Karyawan	59
Tabel X.1. Indeks Harga Alat	64
Tabel X.2. Hasil Perhitungan Harga Alat Proses	66
Tabel X.3. Hasil Perhitungan Harga Alat Utilitas	66
Tabel X.4. Fixed Capital Investment.....	67
Tabel X.5. Working Capital Investment	68

Tabel X.6. Harga Bahan Baku.....	69
Tabel X.7. Manufacturing Cost.....	69
Tabel X.8. General Expese.....	69
Tabel X.9. Trial and Error Cash Flow Rate.....	72
Tabel A.1. Neraca Massa Reaktor	80
Tabel A.2. Umpan Yi Masuk Reaktor (R-01).....	83
Tabel A.3. Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor	84
Tabel A.4. Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor	84
Tabel A.5. Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor (lanjutan).....	85
Tabel A.6. Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor.....	85
Tabel A.7. Perhitungan Konduktivitas Umpan Reaktor	85
Tabel A.8. Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor (R-01).....	86
Tabel A.9. Perhitungan Kapasitas Panas Campuran gas Reaktor	86
Tabel A.10. Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas	87
Tabel A.11. Data Panas Reaksi Reaktor	87
Tabel A.12. Perhitungan Panas Reaksi Reaktor	88
Tabel A.13. Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Range Kutta 1.....	97
Tabel B.1. Hasil Trial untuk Penentuan Bubble Point Feed.....	107
Tabel B.2. Hasil Trial untuk Penentuan Dew Point Distilat.....	107
Tabel B.3. Kondisi Bottom.....	108
Tabel B.4. Hasil Perhitungan Cek Pemilihan LK dan HK	110
Tabel B.5. Hasil Trial Nilai θ	111
Tabel B.6. Hasil Hitung Efisiensi Kolom Total	113
Tabel B.7. Enriching Section	116

1

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1. Grafik Impor Kebutuhan Furfuril Alkohol di Indonesia.....	8
Gambar II.1. Diagram Alir Kualitatif.....	14
Gambar IV.1. Diagram Alir Kuantitatif.....	21
Gambar VII.1. Diagram Alir Utilitas	39
Gambar VII. 2. Diagram Pengolahan Limbah	43
Gambar VIII.1. Tata Letak Pabrik.....	47
Gambar VIII.2. Tata Letak Alat Proses	48
Gambar X.1. Ekstrapolasi Indeks Harga.....	65
Gambar X.2. Grafik Analisis Kelayakan ekonomi.....	73
Gambar A.1. Grafik Perbandingan Panjang Pipa dengan Konversi.....	103
Gambar A.2. Grafik Perbandingan Panjang Pipa dengan Suhu Reaktan.....	103
Gambar A.3. Desain Reaktor	104
Gambar B. 1. Menara Distilasi (MD-01)	105
Gambar B.2. Torispherical flanged and dished head	126
Gambar B.3. Desain Menara Distilasi.....	130

1

DAFTAR LAMBANG

A	= Luas perpindahan panas, ft^2 , in^2 , m^2
ACC	= Akumulator
AR	= Luas permukaan dinding reaktor, m^2
a	= Jari-jari dalam reaktor, m
BEP	= Break Event Point
BHP	= Brake Horse Power, Hp
BM	= Berat Molekul, Kg/kmol
b	= Sumbu tegak head, m
C	= Faktor korosi, in
CA	= Konsentrasi zat A, Kmol/L
CAo	= Konsentrasi zat A mula-mula, Kmol/L
CB	= Konsentrasi zat B, Kmol/L
CBo	= Konsentrasi zat B mula-mula, Kmol/L
CD	= Condensor
CL	= Cooler
CC	= Cooling Conveyer
CF	= Centrifuge
Cp	= Kapasitas panas, $\text{Btu/lb } ^\circ\text{F}$, $\text{Kkal/Kg } ^\circ\text{C}$
D	= Diameter, in, m
DMC	= Direct Manufacturing Cost
DPC	= Direct Plant Cost
E	= Effisiensi pengelasan
Ea	= Harga alat dengan kapasitas diketahui
Eb	= Harga alat dengan kapasitas dicari
Ex	= Harga alat untuk tahun x
Ey	= Harga alat untuk tahun y
FV	= Kecepatan volumetrik, m^3/j , L/j
FCI	= Fixed Capital Investment
Fa	= Fixed Expenche
f	= Allowable stresses
f	= Faktor friksi
GE	= General Expense
gc	= Gravitasi, m^2/s
gpm	= Gallon per menit
HE	= Heat Exchanger
hi	= Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, $\text{Btu/j.ft.}^\circ\text{F}$
hio	= Koefisien perpindahan panas, $\text{Btu/j.ft.}^\circ\text{F}$
ID	= Diameter dalam, in, m, ft
IMC	= Indirect Manufacturing Cost
J	= Lebar baffle, m, in, ft
L	= Tinggi, m, in, ft
LC	= Level kontrol
Le	= Panjang elbow, ft

m	= massa, Kg/j
MD	= Menara destilasi
NRe	= <i>Reynold Number</i>
Nt	= Jumlah <i>tube</i>
Nx	= Nilai <i>index</i> tahun x
Ny	= Nilai <i>index</i> tahun y
OD	= Diameter luar, m,in,ft
P	= Tekanan, atm
P	= <i>Power motor</i> , Hp
PEC	= <i>Purchased Equipment Cost</i>
POT	= <i>Pay Out Time</i>
Q	= Panas, Btu/j, Kkal/j, KJ/j
r	= Jari-jari, m
R	= Reaktor
ROI	= <i>Returrn Of Investment</i>
Ra	= <i>Regulated Expanse</i>
SDP	= <i>Shut Down Point</i>
Sa	= <i>Sales Expanse</i>
T	= Suhu
t	= Waktu, detik, menit, jam
th	= Tebal dinding head, in
ts	= Tebal dinding shell, in
WC	= <i>Working Capital</i>
X	= Konversi
Zl	= Tinggi cairan, in, m, ft
μ	= Viskositas, Cp
η	= Effisiensi pompa
Σ	= Jumlah
ρ	= Densitas, Kg/m ³
ΔP	= <i>Pressure drop</i> , psi
ΔT	= Beda suhu, K, °C, °F

ABSTRAK

Pabrik Furfuril alkohol dengan kapasitas 65.000 ton/tahun direncanakan akan berdiri pada tahun 2030 di kawasan industri Cilegon Provinsi Banten. Bahan baku yang digunakan adalah Furfural yang didapatkan dari PT. Sree Internasional Indonesia dan Hidrogen dari PT. Air Liquide Indonesia. Furfuril alkohol digunakan sebagai bahan baku atau bahan pendukung di industri pengecoran logam, tekstil, dan industri pemipaan. Saat ini di Indonesia belum terdapat pabrik Furfuril alkohol sehingga masih mengimpor dari negara lain. Diharapkan dengan pendirian pabrik ini dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.

Proses pembuatan furfuril alkohol dilakukan menggunakan Reaktor *Fixed Bed Multitube* yang mereaksikan furfural dan hidrogen dengan bantuan katalis *copper sodium silicate*. Furfural yang berupa cairan dengan suhu 30 °C, diuapkan menggunakan *vaporizer* dengan suhu 170 °C agar reaksi yang terjadi pada reaktor berlangsung dengan fase yang sama. Hidrogen diumpankan ke reaktor yang sebelumnya sudah diturunkan tekanannya dari 10 atm menjadi 1 atm menggunakan *expansion valve* (EV-01). Furfural dan hidrogen masuk ke dalam reaktor untuk direaksikan melewati *tube* yang berisi katalis dan dikondisikan pada suhu masuk 170 °C dan suhu keluar 170 °C dengan tekanan 1 atm. Kemudian dialirkan menuju *separator* (SP-01) untuk memisahkan 2 fase, yaitu fase gas dan fase cair. Fraksi ringan yang berupa gas akan di *Recycle* kembali menuju reaktor, sedangkan fraksi cair diumpankan menuju menara destilasi yang beroperasi pada suhu 160 °C dan tekanan 1 atm. Sebagian *bottom* akan disimpan dalam tangki penyimpanan produk Furfuril alkohol (T-03) pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm pada kondisi cair, sedangkan lainnya berupa air buang disalurkan ke unit pengolahan limbah.

Dilihat dari tinjauan sifat-sifat bahan baku, produk, dan kondisi operasi maka pabrik Furfuril Alkohol ini tergolong sebagai pabrik beresiko tinggi. Hasil analisis ekonomi yang diperoleh yaitu keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 110.010.077.304,93 per tahun dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 77.007.054.113,45. *Percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak 44,88% dan setelah pajak 31,42%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,89 tahun dan setelah pajak 2,54 tahun. *Break Event Point* (BEP) sebesar 48%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 27,4%, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 17.50%. Dari data analisis kelayakan tersebut disimpulkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan.

Kata Kunci : Furfural, Furfuril alkohol, Hidrogen, Reaksi Hidrogenasi, Reaktor *Fixed Bed Multitube*

1

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Industri kimia sangat penting karena menghasilkan dan memenuhi sebagian besar kebutuhan manusia. Dengan meningkatnya kebutuhan akan bahan pendukung, industri kimia akan terus berkembang di Indonesia. Untuk itu, Indonesia harus melakukan hal-hal baru untuk meningkatkan produksi produknya yang berkualitas tinggi, efisien, dan efektif.

Sampai saat ini, sebagian besar kebutuhan industri kimia diimpor dari luar negeri. Furfuril alkohol yang permintaannya telah meningkat dalam beberapa tahun terakhir, adalah salah satu bahan kimia yang diperlukan. Indonesia banyak mengimpor furfuril alkohol dari China, Korea, dan Thailand. Karena permintaan akan meningkat di tahun-tahun mendatang, ada kemungkinan Indonesia akan membangun pabrik untuk membuat furfuril alkohol sendiri. Produk furfuril alkohol dapat diekspor untuk memenuhi permintaan global selain di pasar domestik (Biro Pusat Statistik, 2024).

Furfuril alkohol adalah turunan dari furfural, yang juga merupakan senyawa alkohol primer heterosiklik dengan rumus empiris $C_5H_6O_2$. Ini adalah larutan bening yang larut dalam air dan pelarut organik, dan tidak hanya volatile, tetapi juga memiliki bau almond yang khas (Witono, 2005).

Fungsi furfuril alkohol dalam konteks industri, seperti :

1. Sebagai pelarut dalam resin fenolik dan pelarut dalam pewarna dan perekat
2. Sebagai pelarut aktif pada serat sintetis
3. Sebagai bahan baku pembuatan turunan furfuril alkohol seperti tetrahidrofurfuril alkohol
4. Sebagai pelarut dalam resin fenolik dan pelarut dalam pewarna dan perekat
5. Sebagai bahan penguat daya tahan dan kekerasan kayu (Witono, 2005).

Furfuril alkohol, yang telah dibahas di atas, memiliki banyak manfaat, sehingga membangun pabriknya pasti akan membantu industri yang menggunakan proses kimia karena akan membuatnya lebih mudah diakses di dalam negeri.

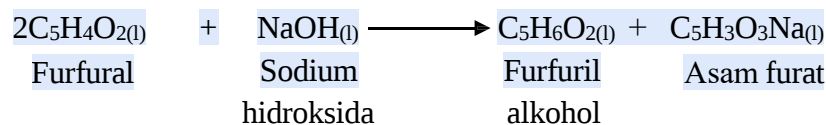
I.2. Tinjauan Pustaka

I.2.1 Tinjauan Proses

Pembuatan furfuril alkohol dapat melalui dua metode, adapun dua metode yang dapat digunakan sebagai berikut :

1. Reduksi furfural dengan NaOH (Reaksi Cannizaro)

Reaksi :



Pada tahun 1864, furfural direduksi dalam fasa cair melalui metode *batch* dengan skala laboratorium. Berlangsung pada fase cair dengan temperatur 70 °C dan tekanan 10 atm. Perbandingan furfural dengan NaOH sebesar 3:1. Dengan menggunakan NaOH untuk mengurangi furfural, konversi maksimalnya hanya 50%; produk sampingnya adalah asam furat, yang sulit untuk dimurnikan, sehingga tidak sesuai untuk skala industri (Ullmann, 2005).

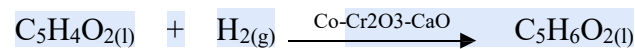
2. Reduksi Furfural Menggunakan Hidrogen (Hidrogenasi Furfural) dengan Katalis.

FN Peters dari Quakers Oats Company dan H. Adkins dan R. Connor dari University of Winsconsin mengembangkan metode reduksi furfural dengan hidrogen pada skala industri menggunakan proses kontinyu. Katalis logam yang memiliki berbagai komposisi adalah katalis yang digunakan. Hidrogenasi furfural dapat dilakukan melalui reaksi fasa uap dan fasa cair (Ullmann, 2005).

a. Hidrogenasi Furfural Fase Cair

Proses ini hanya terjadi pada skala kecil dan kondisi operasinya menggunakan tekanan tinggi untuk mencegah penguapan.

Reaksi:



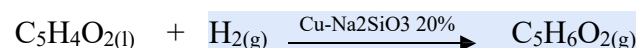
Dalam proses ini, katalis *Copper chromite* digunakan dan ditambahkan *Calcium oxide*. Reaksi ini beroperasi secara kontinyu dengan tekanan 20-29 atm, suhu 180 °C, konversi mencapai 99%.

Karena reaksi berlangsung secara cair-gas, sehingga dibutuhkan proses pemisahan produk lebih lanjut. Proses ini menghasilkan produk samping berupa *methyl furan* dan polimernya (US.Patent 4,251,396).

b. Hidrogenasi Furfural Fase Uap

Dalam industri produksi furfural alkohol, proses kontinyu ini adalah yang paling umum. Bahan baku, furfural cair, diuapkan sebelum masuk ke reaktor, sehingga reaksi berlangsung dalam fasa yang sama (uap). Proses ini menggunakan katalis *copper* yang mengandung 20% *sodium silicate*.

Reaksi :



Reaksi ini beroperasi secara kontinyu. Suhu dan tekanan operasinya adalah 132-177 °C dan 1 atm (atmosfer). *Fixed bed multitube reactor* merupakan reaktor yang sering digunakan untuk proses hidrogenasi fase uap. Proses ini menghasilkan konversi lebih dari 99%.

Furfural yang diuapkan, dicampur dengan gas hidrogen berlebih (*exess*) agar diperoleh kemurnian produk yang tinggi. Gas hidrogen yang berlebih akan didaur ulang (*recycle*) sehingga operasi menjadi efisien (US.Patent 2,754,304).

I.2.2 Pemilihan Proses

Tabel I.1. Perbandingan Proses Pembentukan Furfuril Alkohol

No	Karakteristik	Reduksi Furfural dengan NaOH (reaksi Cannizaro)	Hidrogenasi Furfural fase cair	Hidrogenasi Furfural fase uap
1	Proses	Batch	Kontinyu	Kontinyu
2	Suhu Operasi	70 °C	180 °C	132-177 °C
3	Tekanan Operasi	10 atm	20-29 atm	1 atm
4	Fase Reaksi	Cair-cair	Cair-gas	Gas-gas
5	Katalis	-	Copper Cobalt	Copper sodium silicate
6	Konversi	50%	99%	> 99%
7	Jenis Reaktor	Batch/CSTR	Autoclave	Fixed bed Multitubular
8	Bahan Baku	Furfural dan Sodium hidroksida	Furfural dan Hidrogen	Furfural dan Hidrogen
9	Produk Samping	Asam Fural	Methyl furan dan polimernya	-

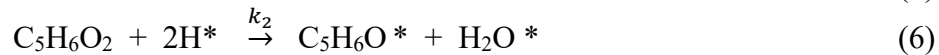
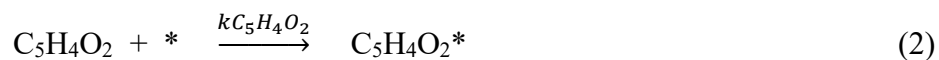
Berdasarkan perbandingan proses tersebut, maka dipilihlah proses pembuatan furfuril alkohon dengan metode Hidrogenasi Furfural Fase Uap dari furfural dan hidrogen dalam perancangan karena nilai kemurnian dari furfuril alkohol yang lebih baik. Hidrogenasi furfural fase uap juga tidak menghasilkan produk samping yang mengharuskan untuk melakukan proses pemurnian produk lebih lanjut yang akan membuat biaya operasi menjadi semakin mahal.

I.3. Tinjauan Kinetika Reaksi dan Termodinamika

1. Tinjauan kinetika reaksi

Kecepatan reaksi kimia, tekanan, konsentrasi, dan suhu adalah faktor dalam kinetika reaksi, yang berdampak pada konstanta kecepatan reaksi dan kecepatan reaksi.

Reaksi :



(Srivastava, 2015).

Maka konstanta reaksi dapat dihitung menggunakan rumus :

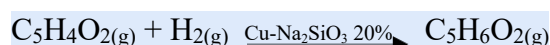
$$-r_a = -\frac{1}{V} \frac{dN_A}{dt} = kC_A, \left[\frac{\text{mols reacted}}{\text{m}^3 \text{ voids} \cdot \text{s}} \right]$$

(Levenspiel, 1999)

Berdasarkan data konversi furfural dari rumus $-\ln(1-X_a)$ versus waktu reaksi yang dapat dibuat pada suhu berbeda diamati bahwa reaksi mengikuti kinetika orde pertama. Sehingga diperoleh nilai K untuk temperatur 170 °C adalah 0,045/menit (S. Srivastava et al. 2015).

2. Tinjauan termodinamika

a. Menghitung ΔH



P=1 atm

T=170°C

$$\Delta H_f^\circ \text{C}_5\text{H}_4\text{O}_2 = -151,04 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{H}_2 = 0 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{C}_5\text{H}_6\text{O}_2 = -218,9 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

(Yaws,1999)

$$\Delta H_r^\circ = \Delta H_r^\circ \text{ produk} - \Delta H_r^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_r^\circ = \Delta H_f^\circ \text{C}_5\text{H}_6\text{O}_2 - \Delta H_f^\circ (\text{C}_5\text{H}_4\text{O}_2 + \text{H}_2)$$

$$= -218,9 - (-151,04)$$

$$= -67,86 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$= -16234,449 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

Reaksi eksotermis terjadi ketika harga ΔH negatif, sehingga reaksi harus didinginkan untuk mempertahankan kondisi proses.

b. Menghitung ΔG

$$\Delta G_f^\circ \text{C}_5\text{H}_4\text{O}_2 = -102,87 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$\Delta G_f^\circ \text{H}_2 = 0 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$\Delta G_f^\circ \text{C}_5\text{H}_6\text{O}_2 = -154 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

(Yaws,1999)

$$\Delta G_r^\circ = \Delta G_f^\circ \text{C}_5\text{H}_6\text{O}_2 - \Delta G_f^\circ (\text{C}_5\text{H}_4\text{O}_2 + \text{H}_2)$$

$$= -154 - (-102,87)$$

$$= -51,13 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

Karena harga ΔG bernilai negatif, maka reaksi berlangsung secara spontan.

$$\Delta G_r^\circ = -RT \cdot \ln K$$

$$\Delta G_r^\circ = -279,73 - (8,314 \times 10^{-3} \times 298,15)$$

$$\ln K = \frac{-229,73}{2,23788} = 112,8489 \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

$$K_{298} = 1,0225 \times 10^{20}$$

$$\text{Pada } T_2 = 170443,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}\frac{\ln K_2}{\ln K_1} &= \frac{-Gr}{-RT} \left[\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right] \\ \frac{-279,73}{8,314 \times 10^{-3}} &= \left[\frac{1}{443,15} - \frac{1}{298,15} \right] \\ \frac{\ln K_{443}}{\ln K_{298}} &= [-0,0336][-0,0011] = 3,6294 \times 10^{-5} \\ \frac{K_{443}}{K_{298}} &= 1,00003692 \\ K_{443} &= 1,00003692 \times 1,6225 \times 10^{20} \\ &= 1,62258 \times 10^{20}\end{aligned}$$

Karena harga K bernilai lebih dari 0, maka reaksi berlangsung secara *irreversible*.

I.4. Kegunaan Produk

Secara umum furfural alkohol ($C_5H_6O_2$) dapat digunakan untuk beberapa hal sebagai berikut:

1. Karena reaktifitasnya yang tinggi dan viskositas rendahnya, furfural alkohol digunakan sebagai zat perekat (*binder*) yang baik dalam industri pengecoran logam, tekstil, dan perekat.
2. Karena ketahanannya yang tinggi terhadap korosi jika dicampur dengan serat gelas atau bahan penguat lainnya, furfural alkohol dapat digunakan dalam industri pemipaan dan pembuatan tangki.
3. Furfural alkohol juga digunakan sebagai pelarut untuk resin fenolis, zat warna, dan zat perekat.
4. Furfural alkohol yang dapat digunakan sebagai pelarut untuk ester selulosa, etil selulosa, dan vinil asetat adalah bahan *intermediate* dalam pembuatan *tetrahydrofurfuryl alcohol*.

I.5. Kapasitas Perancangan

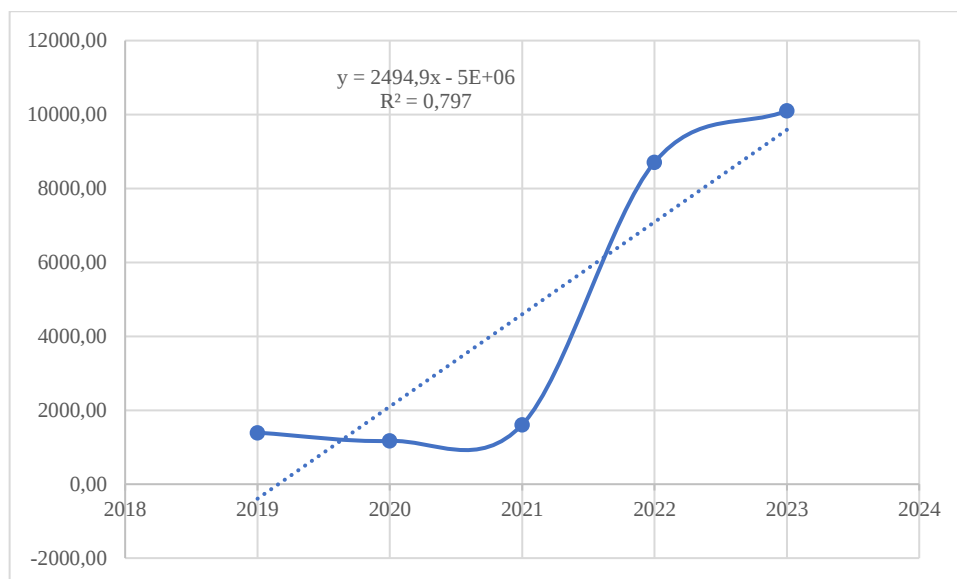
I.5.1 Data Impor

Kebutuhan furfuril alkohol di Indonesia rata-rata meningkat setiap tahun, dan kebutuhan ini masih dipenuhi oleh negara lain, dan kemungkinan besar akan terus meningkat.

Tabel I.2. Data Impor Furfuril Alkohol

Tahun	Impor (Ton/Tahun)
2019	1394.02
2020	1171.03
2021	1611.06
2022	8707.92
2023	10100.30

Berdasarkan data impor diatas, diperoleh grafik dan persamaan garis dari data impor furfuril alkohol di Indonesia, sebagai berikut:



Gambar I.1. Grafik Impor Kebutuhan Furfuril Alkohol di Indonesia

Perkiraan impor furfuril alkohol di Indonesia pada tahun mendatang ditentukan dengan menggunakan persamaan $y = 2376,3x - 5E+06$, dimana nilai x sebagai tahun dan y sebagai jumlah besaran impor furfuril alkohol. Berdasarkan

pada persamaan tersebut, diperkirakan pada tahun 2030 kebutuhan impor furfuril alkohol sebanyak :

$$Y = 2494,9x - 5E+06$$

$$Y = 2494,9 (2030) - 5E+06$$

$$Y = 64.647 \text{ ton/tahun}$$

I.5.2 Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri

Penentuan kapasitas pabrik yang akan berdiri salah satunya dipengaruhi oleh kapasitas pabrik furfuril alkohol yang sudah beroperasi. Produksi furfuril alkohol di dunia dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel I.3. Daftar Nama Perusahaan Furfuril Alkohol di Luar Negeri

No	Nama	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	Hongye Chemical Co., Ltd.	China	80.000
2	Henan Harvest International Co., Ltd.	China	15.000
3	Transfurans Chemical	Belgium	40.000
4	Hebei Furan International Co., Ltd.	China	20.000
5	Indorama Chemical Co., Ltd.	Thailand	17.945

I.6. Pemilihan Lokasi Pabrik

Dalam melakukan pemilihan lokasi pabrik dibutuhkan pertimbangan yang baik dari segi ekonomi maupun teknis, hal ini akan sangat berpengaruh dalam keberlangsungan pembangunan dan beroperasinya pabrik dalam waktu yang lama. Berdasarkan pada pertimbangan tertentu, pabrik furfuril alkohol dengan kapasitas 65.000 ton/tahun direncanakan akan di dirikan di Kawasan Industri Cilegon, Banten.

Pemilihan lokasi ini berdasarkan pada beberapa faktor, diantaranya :

1. Pasokan Bahan Baku

Produksi furfuril alkohol menggunakan bahan baku utama dan pelarut.

a. Bahan baku utama :

a) Furfural

Bahan baku ini diperoleh dari Supplier PT. Sree International yang berada di Jakarta Selatan.

b) Hidrogen

Hidrogen diperoleh dari PT. Air Liquide Indonesia, Cilegon yang telah membangun stasiun hidrogen di dekat area pabrik yang dialirkan dengan cara *piping*.

b. Bahan pendukung

a) *Copper Sodium Silicate*

Copper Sodium Silicate diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik.

2. Pemasaran Produk

Pabrik alkohol furfuril ini dibangun untuk memenuhi permintaan domestik dan impor dari berbagai negara. Furfuril alkohol adalah pelarut yang umum digunakan dalam industri perekat, pengecoran logam, dan tekstil. Karena berada di kawasan industri dan memiliki akses dekat ke pabrik, Cilegon dan sekitarnya adalah lokasi yang sangat strategis untuk distribusi produk. Letak pabrik dekat pelabuhan akan memudahkan distribusi produk skala besar, sedang, dan kecil.

3. Ketersediaan Tenaga Kerja.

Tenaga kerja adalah bagian penting dari pembentukan pabrik. Tenaga kerja yang terampil dan potensial dapat diperoleh dari lulusan perguruan tinggi, baik di Indonesia maupun di luar negeri, serta dari tenaga kerja yang sudah memiliki pengalaman di bidang tersebut. Adapun untuk operato ke bawah, dapat diperoleh dari lingkungan sekitar.

4. Ketersediaan Lahan

Hal ini terkait dengan keefektifan proses produksi pabrik karena lahan yang dipilih tidak jauh dari permukiman warga dan dekat dengan sumber air.

5. Infrastruktur

Lokasi pabrik yang harus mudah dijangkau sehingga nyaman untuk distribusi bahan baku dan produk, serta kelancaran transportasi. Pembangunan di Indonesia yang semakin berkembang dengan tersedianya jalan raya antar provinsi dan jalan tol yang cukup, maka pengiriman barang atau produk dari pabrik tidaklah sulit.

6. Perluasan Area

Penentuan area pabrik di kawasan industri Cilegon, Jawa Barat. Pemilihan lokasi ini agar saat perluasan area pabrik tidak mengganggu kawasan permukiman.

7. Perizinan

Lokasi pabrik berada di kawasan industri, sehingga lebih mudah untuk mendapatkan izin pendirian pabrik. Pengaturan tata letak pabrik adalah bagian terpenting dari proses pengaturan pabrik. Adapun hal – hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

- a. Penggunaan lahan yang efisien
- b. Transportasi yang efektif
- c. Aspek keselamatan kerja
- d. Pengoperasian, pengendalian, pemindahan atau perbaikan peralatan

8. Sarana dan Fasilitas Sosial

Infrastruktur dan fasilitas sosial harus ada peningkatan kesejahteraan dan taraf hidup.

BAB II

URAIAN PROSES

II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan furfural cair yang didapatkan dari PT Sree International Indonesia dikirim langsung ke pabrik melalui transportasi darat. Furfural cair yang didapatkan, yang terdiri dari 98% furfural cair dan 2% air (persen berat), dipompa dengan pompa P-01 untuk disimpan dalam Tangki penyimpanan bahan baku T-01 pada suhu ruangan 30 °C dan tekanan 1 atm. Kemudian, pompa P-04 mengalirkan furfural ke Vaporizer VP-01 untuk mengubah furfural fasa cair menjadi fasa uap dengan suhu 170 °C dan tekanan 1 atm. Setelah itu, bahan dialirkan menuju Separator Drum S-01 untuk memisahkan antara fasa uap dan fasa cair yang tidak berhasil diuapkan. Setelah itu, furfural uap dialirkan masuk menuju Reaktor R-01.

Dengan menggunakan pompa P-02, gas hidrogen 99,99% yang diperoleh dari PT Air Liquide Indonesia, dialirkan menuju Tangki penyimpanan T-02 pada suhu ruangan 30 °C dan tekanan bahan baku 10 atm. Dari tangki penyimpanan, tekanan dikurangi oleh *Expansion valve* EV-01 menjadi 1 atm dan kemudian dialirkan menuju *Heater exchanger* HE-01 untuk dinaikkan suhunya menjadi 170 °C lalu diumpankan menuju Reaktor R-01.

II.2. Tahap Reaksi

Setelah dimasukkan ke dalam Reaktor R-01, umpan furfural dan hidrogen berlebih dicampur. Reaksi fase gas berlangsung pada pipa-pipa reaktor yang mengandung katalis $\text{Co-Na}_2\text{SiO}_3$ pada suhu 170 °C dan tekanan 1 atm. Air pendingin berupa *dowtherm A* dialirkan ke Reaktor R-01 melalui *shell* untuk menjaga suhu operasinya karena reaksi yang terjadi bersifat eksotermis. Keluaran reaktor adalah gas yang terdiri dari uap furfural, uap air, uap hidrogen, dan uap furfural alkohol.

Setelah keluar dari Reaktor R-01, gas dikondensasi dengan *Condenser* CD-01 pada suhu 100 °C. Hasil kondensasi dialirkan menuju Separator SP-02 yang kemudian terjadi pemisahan antara fasa gas dan fasa cair nya. Hasil atas berupa uap

Separator SP-02 dialirkan menuju reaktor untuk didaur ulang (*recycle*), sedangkan hasil bawah berupa cairan diumpankan ke dalam Menara Distilasi MD-01 untuk dimurnikan.

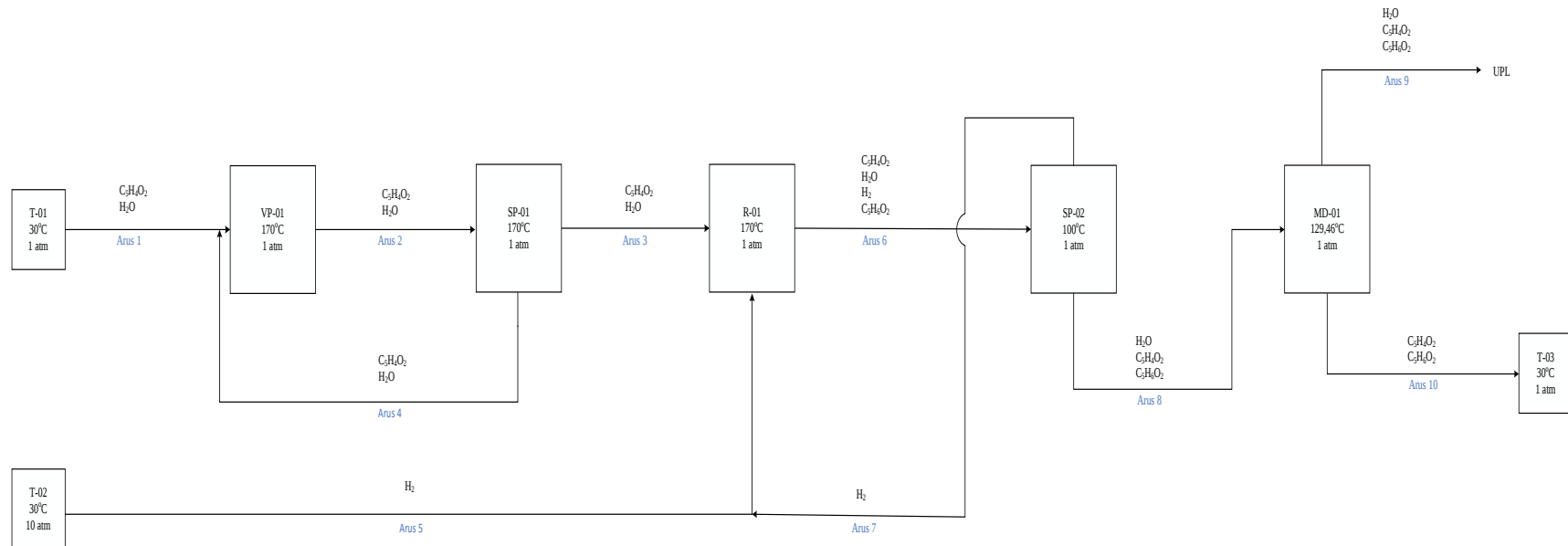
II.3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Cairan akan dimurnikan melalui proses distilasi untuk mencapai kemurnian yang diharapkan. Hasil bawah dari Separator S-02 menghasilkan cairan air, furfural, dan furfuril alkohol pada suhu 100 °C. Hasil bawah tersebut kemudian dialirkan menggunakan pompa P-04 ke *Heat exchanger* HE-03 untuk dinaikkan suhunya menjadi 159 °C yang selanjutnya diumpankan ke Menara distilasi MD-01.

Senyawa yang berfasa uap tersebut kemudian masuk ke Menara distilasi MD-01 pada *tray* ke-12 dari bawah. Setelah mencapai suhu 129,46 °C, senyawa uap keluar dari Menara distilasi MD-01 sebagai hasil atas yang kemudian dialirkan masuk ke *Condenser* CD-02 untuk diturunkan suhunya. Sebagian akan dialirkan ke UPL dan sebagian lagi akan di *recycle* untuk menjadi refluks Menara distilasi.

Sedangkan komponen senyawa berfasa cair akan mengalir ke bagian bawah Menara distilasi dengan suhu sebesar 178,76 °C di *outlet* kemudian menjadi *inlet Reboiler* RB-01 untuk dipanaskan yang bertujuan untuk mengubah fasa senyawa. Kemudian *outlet Reboiler* sebagian akan menjadi refluks Menara distilasi, dan sebagian lagi akan menjadi produk bawah yang selanjutnya akan dialirkan ke Tangki penyimpanan produk T-03 yang sebelumnya telah diturunkan suhunya menggunakan *Cooler* (CL-01) menjadi 30 °C.

II.4. Diagram Alir Kualitatif



Gambar II.1. Diagram Alir Kualitatif

BAB III

SPESIFIKASI BAHAN

III.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Katalis

I.3.1. Spesifikasi Bahan Baku

1. Furfural

Furfural adalah aldehida yang merupakan furan dengan hidrogen pada posisi 2 yang digantikan oleh gugus formil. Furfural berperan sebagai produk reaksi Maillard dan metabolit. Furfural merupakan anggota furan dan aldehida. Furfural secara fungsional terkait furan. Furfural diperoleh dari PT. Sree Internasional Indonesia yang berlokasi di Jakarta Selatan. Adapun spesifikasi furfural disajikan pada Tabel III.1.

2. Hidrogen

Hidrogen adalah gas yang tidak berwarna dan tidak berbau. Gas hidrogen pada suhu normal lebih ringan daripada udara tetapi sampai uap yang mendidih dari cairan memanaskan, mereka lebih berat daripada udara dan sangat mudah terbakar. Hidrogen diperoleh dari PT. Air Liquide Indonesia yang berlokasi di Cilegon. Adapun spesifikasi hidrogen disajikan pada Tabel III.1.

Tabel III.1. Sifat Fisis Bahan Baku

Sifat Fisis	Furfural	Hidrogen
Nama IUPAC	furan-2-karbaldehida	hidrogen
Rumus Kimia	$C_5H_4O_2$	H_2
Wujud/Fase	Cair	Gas
Warna	Coklat muda	Tidak berwarna
Bau	-	Tidak berbau
Berat Molekul	96,08 g/mol	2,016 g/mol
Viskositas (μ)	1,49	0,0088
Densitas (ρ) (68°F)	1,16 g/ml	89,91 g/ml
Titik Lebur	-36,5°C	-259°C
Titik Didih	161,7°C	-252,88°C
Suhu Kritis	396,85°C	-239,9°C
Kemurnian	98%	99,995%

Kelarutan	Larut dalam alkohol, air, benzena, CHCl_3 , etanol, aseton, etil eter	Larut dalam air
Panas penguapan, kJ/mol	42,8	0,46
Panas pembentukan, kJ/mol	-151,04	-

(sumber : PubChem,2022)

III.2. Spesifikasi Katalis

a. *Copper Sodium Silicate*

Natrium silikat adalah garam natrium anorganik yang memiliki silikat sebagai ion lawannya. Garam ini mengandung ion silikat.

Tabel III.2. Sifat Fisis Bahan Pembantu

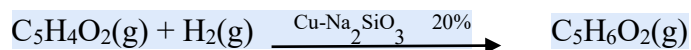
Sifat Fisis	<i>Copper-Sodium Silicate</i>
Rumus Molekul	$\text{Cu-Na}_2\text{SiO}_3$
Wujud/Fase	Padat
Berat Molekul	122,063 g/mol
Viskositas (μ)	-
Densitas (ρ)	2,686 g/ml
Titik didih	-
Suhu kritis, atm	-
Umur katalis	3 - 4 Tahun

(sumber : PubChem,2022)

III.3. Spesifikasi Produk

a. Furfuril Alkohol

Furfuril alkohol adalah furan yang mengandung substituen hidroksimetil pada posisi 2. Furfuril alkohol berperan sebagai produksi reaksi Maillard. Menggunakan proses hidrogenasi fase uap yang dibantu oleh katalis *Copper Sodium Silicate*, furfuril alkohol ($\text{C}_5\text{H}_6\text{O}_2$) dibuat dari reaksi antara furfural dan hidrogen. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Tabel III.3. Sifat Fisis Produk

Sifat Fisis	Furfuril Alkohol
Nama IUPAC	2-furanmetanol
Rumus Kimia	$\text{C}_5\text{H}_6\text{O}_2$
Wujud/Fase	Cair
Warna	Tidak berwarna
Bau	Bau terbakar
Berat Molekul	98,1 g/mol
Viskositas (μ)	4,62
Densitas (ρ) (68°F)	1,13 g/ml
Titik Lebur	-31°C
Titik Didih	170°C
Suhu Kritis	359°C
Kemurnian	99%
Kelarutan	Larut dalam air

(sumber : PubChem,2022)

BAB IV

NERACA MASSA

IV.1. Neraca Massa Alat

Neraca massa alat dihitung dengan basis perhitungan per jam, dituliskan secara lengkap arus masuk dan keluar pada setiap alat, untuk ssetiap komponen.

IV.1.1. Neraca Massa Vaporizer (VP)

Tabel IV.1. Neraca Massa Vaporizer (VP)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 4	Arus 2
C ₅ H ₄ O ₂	8451,0295	2112,7574	10563,7868
H ₂ O	172,4700	43,1175	215,5875
Subtotal	8623,4994	2155,8749	10779,3743
Total	10779,3743		10779,3743

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

Tabel IV.2. Neraca Massa Separator (SP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 4	Arus 2
C ₅ H ₄ O ₂	10563,7868	8451,0295	2112,7574
H ₂ O	215,5875	172,4700	43,1175
Subtotal	10779,3743	8623,4994	2155,8749
Total	10779,3743		10779,3743

IV.1.3. Neraca Massa Reaktor (R)

Tabel IV.3. Neraca Massa Reaktor (R)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 5	Arus 7	Arus 6
C ₅ H ₄ O ₂	8451,0295	0	0	253,5309
H ₂ O	172,4700	0	0	172,4700
H ₂	0	171,9952	1069,2072	1069,2072
C ₅ H ₆ O ₂	0	0	0	8369,4938
Subtotal	8623,4994	171,9952	1069,2072	9864,7018
Total	9864,7018			9864,7018

IV.1.4. Neraca Massa Separator (SP-02)

Tabel IV.4. Neraca Massa Separator (SP-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₅ H ₄ O ₂	253,5309	0	253,5309
H ₂ O	172,4700	0	172,4700
H ₂	1069,2072	1069,2072	0
C ₅ H ₆ O ₂	8369,4938	0	8369,4938
Subtotal	9864,7018	1069,2072	8795,4946
Total		9864,7018	9864,7018

IV.1.5. Neraca Massa Menara Distilasi (MD)

Tabel IV.5. Neraca Massa Menara Distilasi (MD)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
H ₂ O	172,4700	172,4700	0
C ₅ H ₄ O ₂	253,5309	248,2448	5,2861
C ₅ H ₆ O ₂	8369,4938	83,6949	8285,7988
Subtotal	8795,4946	504,4097	8291,0849
Total		8795,4946	8795,4946

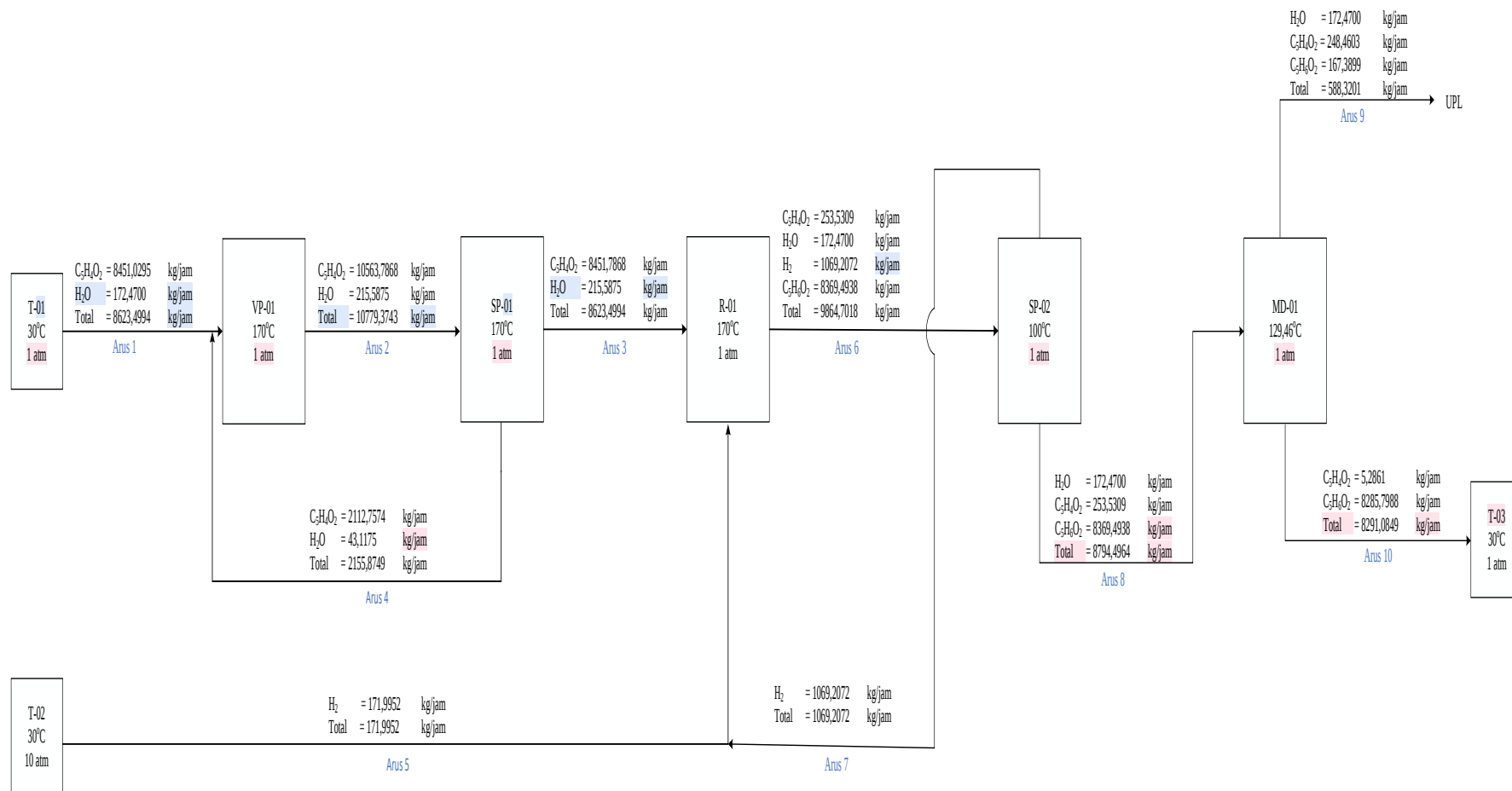
IV.2. Neraca Massa Total

Tabel IV.6. Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 5	Arus 9	Arus 10
C ₅ H ₄ O ₂	8451,0295	0	248,2448	5,2861
H ₂ O	172,4700	0	172,4700	
H ₂	0	171,9952	0	
C ₅ H ₆ O ₂	0	0	83,6949	8285,7988
Subtotal	8623,4994	171,9952	504,3097	8291,0849
Total		8795,4946		8795,4946

IV.3. Diagram Alir Kuantitatif

Diagram alir kuantitatif merupakan susunan blok yang menggambarkan komposisi dan berat dari setiap arus bahan masuk dan keluar alat dengan satuan kg/jam. Diagram alir kuantitatif pembuatan furfuril alkohol terjadi pada Gambar IV.1.



Gambar IV.1. Diagram Alir Kuantitatif

BAB V

NERACA PANAS

V.1. Neraca Panas Vaporizer (VP)

Tabel V.1. Neraca Panas Vaporizer (VP)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q Umpan	2799394,8783	
Q Produk		5037277,0273
Q Steam	2237882,1490	
Total	5037277,0273	5037277,0273

V.2. Neraca Panas Reaktor (R)

Tabel V.2. Neraca Panas Reaktor (R)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q Umpan	4128138,9510	
Q Reaksi	100009,6688	
Q Pendingin		171606,7319
Q Produk		4056541,8879
Total	4228148,6197	4228148,6197

V.3. Neraca Panas Menara Distilasi (MD)

Tabel V.3. Neraca Panas Menara Distilasi (MD)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q Umpan	190426,7294	
Q Distilat	2326,428764	
Q Bottom		282153,6512
Q Reboiler	256113,8054	
Q Bottom		168366,0018
Total	450519,6530	450519,6530

V.4. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)

Tabel V.4. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q Umpan	76307,8500	
Q Produk		2245355,1609
Q <i>Steam</i>	2169047,3109	
Total	2245355,1609	2245355,1609

V.5. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-02)

Tabel V.5. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q Umpan	1150246,6438	
Q Produk		2241012,5244
Q <i>Steam</i>	1090765,8807	
Total	2241012,5244	2241012,5244

V.6. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-03)

Tabel V.6. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-03)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q Umpan	884793,9146	
Q Produk		192079,4189
Q <i>Steam</i>	103599,5043	
Total	192079,4189	192079,4189

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

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

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	2418118,1902	
Produk		538164,2539
Pendingin		1879953,9363
Total	2418118,1902	2418118,1902

V.8. Neraca Panas Condensor (CD-01)

Tabel V.8. Neraca Panas Condensor (CD-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	1835943,6574	
Produk		884793,9146
Pendingin		951149,7427
Total	1835943,6574	1835943,6574

BAB VI

SPEKIFIKASI ALAT

VI.1. Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel VI.1. Spesifikasi Alat Tangki

Keterangan	Tangki-01	Tangki-02	Tangki-03
Kode alat	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Tangki Penyimpanan Furfural untuk 7 hari	Tangki Penyimpanan H ₂ untuk 7 hari	Tangki Penyimpanan Produk untuk 15 hari
Jenis	Silinder Tegak Kerucut	Bola dengan pondasi beton	Silinder Tegak Vertikal
Kapasitas	955,0841 m ³	21.446,6348 m ³	106,5204 m ³
Suhu desain	30 °C	30 °C	30 °C
Tekanan Desain	1 atm	10 atm	1 atm
Spesifikasi :			
Diameter shell	7,62 m	5,7461 m	6,096 m
Tinggi shell	9,144 m	7,607 m	3,6576 m
Tinggi head	10,49 m	0,1875 m	0,5774 m
Tinggi total	10,0888 m	8,9860 m	4,2684 m
Ketebalan shell	0,25 in	7,2309 in	0,25 in
Bahan	Carbon Steel SA-285 grade C	Carbon Steel SA-283 grade C	Carbon Steel SA-285 grade C

VI.2. Spesifikasi Vaporizer

Tabel VI.2. Spesifikasi Alat Vaporizer

Keterangan	Vaporizer
Kode alat	VP-01
Fungsi	Menguapkan umpan Furfural
Jenis	Short Tube Vertical
Bahan	Stainless Steel SA 240 Grade S
Luas Perpindahan Panas (A)	670,316 ft ²
ID	1,4 in
OD	1,5 in
Rd	0,0079 jam.ft ² .°F
Fluida panas	Medium Organic
Fluida dingin	Medium Organic

VI.3. Spesifikasi Separator

Tabel VI.3. Spesifikasi Alat Separator

Keterangan	Separator-01	Separator-02
Kode alat	SP-01	SP-02
Fungsi	Memisahkan komponen uap dan cairan yang keluar dari VP-01	Memisahkan komponen uap dan cairan yang keluar dari Cd-01
Jenis	<i>Silinder Vertical</i>	<i>Silinder Vertical</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade S</i>	<i>Stainless Steel SA 240 Grade S</i>
Suhu	170 °C	170 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Spesifikasi :		
Volume	3,9260 ft ³	16,8780 ft ³
Diameter	44 in	49 in
Tinggi	74,2039 in	64,7775 in
Tebal shell	0,1875 in	0,1875 in

VI.4. Spesifikasi Reaktor

Tabel VI.4. Spesifikasi Alat Reaktor (R)

Keterangan	Reaktor
Kode alat	R-01
Fungsi	Mereaksikan Furfural dan Hidrogen menjadi Furfural Alkohol
Jenis	<i>Fixed Bed Multitube</i>
Reaksi	Eksotermis
Suhu desain	170°C
Tekanan Desain	1 atm
Konversi	> 99%
Spesifikasi :	
Diameter	1,9880 m
Diameter shell	1,9878 m
Diameter tube	0,0253 m
Tinggi	5,1501 m
Tebal shell	0,1893 in
Tebal head	0,0048 in
Banyak tube	2050 buah
Tebal isolator	0,2191 m
Pendingin :	
Jenis pendingin	<i>Downtherm A</i>
Suhu pendingin	71-170°C

Katalisator	<i>Copper-Sodium Silicate</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 316</i>

VI.5. Spesifikasi Menara Distilasi

Tabel VI.5. Spesifikasi Alat Menara Distilasi

Keterangan	<i>Menara Distilasi</i>
Kode alat	MD-01
Fungsi	Memisahkan Furfural, air dan Furfuril alkohol
Kondisi	
Suhu umpan	152 °C
Tekanan umpan	1 atm
Suhu puncak	130 °C
Tekanan puncak	1 atm
Suhu dasar	179 °C
Tekanan dasar	1,3 atm
Spesifikasi :	
Jumlah plate	43
Plate in	12
Diameter menara	1,283 meter
Jenis head	<i>Elliptical Dished Head</i>
Tebal head	1/4 in
Tinggi menara	21,719 meter
Tray spacing	0,4 m
Pipa umpan	5/6 in
Pipa menuju kondensor	3/4 in
Pipa refluks distilat	0,125 in
Pipa pengeluaran dasar	0,125
Bahan	<i>Stainless steel SA 316</i>

VI.6. Spesifikasi *Heat Exchanger*

Tabel VI.6. Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

Keterangan	<i>Heat Exchanger-01</i>	<i>Heat Exchanger-02</i>	<i>Heat Exchanger-03</i>
Kode alat	HE-01	HE-02	HE-03
Fungsi	Menaikkan suhu Hidrogen dari 27 °C sampai 170 °C	Menaikkan suhu Hidrogen dari 100 °C sampai 170 °C	Menaikkan suhu Air Furfural dan Furfuril alkohol dari 100°C sampai 159 °C
Jenis	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA.316</i>	<i>Stainless Steel SA.316</i>	<i>Stainless Steel SA.316</i>
ID <i>inner pipe</i>	1,3800 in	1,3800 in	1,3800 in
OD <i>inner pipe</i>	1,66 in	1,66 in	1,66 in
A	69,60 ft ²	69,60 ft ²	69,60 ft ²
<i>Rd</i>	2,871	2,200	0,375
D annulus	2,0670 in	2,0670 in	2,0670 in
L	160 ft	160 ft	160 ft

VI.7. Spesifikasi *Condenser*

Tabel VI.7. Spesifikasi Alat *Condenser*

Keterangan	<i>Condenser-01</i>	<i>Condenser-02</i>
Kode alat	CD-01	CD-02
Fungsi	Menkondensasikan hasil atas reaktor	Menkondensasikan hasil atas MD-01
Jenis	<i>Double Pipe Exchanger</i>	<i>Double Pipe Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA.316</i>	<i>Stainless Steel SA.316</i>
ID	1,3800 in	1,3800 in
OD	1,66 in	1,66 in
A	45,24 ft ²	52,07 ft ²
<i>Rd</i>	0,262	0,236
D annulus	2,0670	2,0670
L	30 ft	30 ft

VI.8. Spesifikasi *Reboiler*

Tabel VI.8. Spesifikasi Alat *Reboiler*

Keterangan	<i>Reboiler-01</i>
Kode alat	RB-01
Fungsi	Memanaskan kembali hasil bawah MD-01 yang tidak teruapkan
Jenis	<i>Double Pipe Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA.316</i>
Spesifikasi :	
ID	1,3800 in
OD	1,66 in
A	69,60 ft ²
<i>Rd</i>	0,365
D annulus	2,0670
L	160 ft

VI.9. Spesifikasi *Accumulator*

Tabel VI.9. Spesifikasi Alat *Accumulator*

Keterangan	<i>Accumulator-01</i>
Kode alat	ACC-01
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan sementara dari keluaran larutan distilat pada <i>condensor</i> agar kontinuitas dan kestabilan menara distilasi terjaga
Jenis	<i>Tangki Silinder Horizontal</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA.316</i>
Spesifikasi:	
Volume	1,4913 ft ³
Diameter	0,2336 m
Tinggi total	1,8243 m
Tebal <i>shell</i>	0,1875 in
Tebal <i>head</i>	0,1875 in
Tinggi <i>head</i>	8,3255 in

VI.10. Spesifikasi Cooler

Tabel VI.10. Spesifikasi Alat Cooler

Keterangan	Cooler-01
Kode alat	CL-01
Fungsi	Menurunkan suhu hasil bawah MD-01 dari 219 °C sampai 30 °C
Jenis	Shell and Tube
Bahan	Carbon Steel SA.283 Grade C
Spesifikasi :	
ID	0,0606 in
OD	0,7500 in
A	133,4840
Rd	0,0011
Fluida panas	Light Organic
Fluida dingin	Air

VI.11. Spesifikasi Alat Pompa 01-03

Tabel VI.11. Spesifikasi Alat Pompa 01-03

Keterangan	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03
Kode alat	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan umpan dari Furfural ke tangki penyimpanan T-01	Mengalirkan umpan hidrogen ke tangki penyimpanan T-02	Mengalirkan umpan dari SP-02 menuju MD
Jenis	Single Stage Centrifugal pump	Single stage centrifugal pump	Single Stage Centrifugal Pump
Bahan	Radial Flow Impellers	Radial Flow Impellers	Radial Flow Impellers
Power	2 HP	2 HP	0,75 HP
OD	1,9 in	1,9 in	1,6600 in
ID	1,6100 in	1,6100 in	1,3800 in
Head	21,9972 m	208,1087 m	6,3478 m
Flow area	2,0400 in ²	2,0400 in ²	1,5000 in ²
Sch. Number	40	40	40
Kecepatan alir	97,7813 gpm	425,0936 gpm	4,0356 gpm

VI.12. Spesifikasi Alat Pompa 04-06

Tabel VI.12. Spesifikasi Alat Pompa 04-06

Keterangan	Pompa-04	Pompa-05	Pompa-06
Kode alat	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan umpan dari SP-02 menuju MD	Mengalirkan hasil ACC-01 ke UPL	Mengalirkan umpan dari EV-02 ke tangki penyimpanan T-03
Jenis	Single Stage Centrifugal pump	Single stage centrifugal pump	Single Stage Centrifugal Pump
Bahan	Radial Flow Impellers	Radial Flow Impellers	Radial Flow Impellers
Power	0,75 HP	0,13 HP	1,5 HP
OD	2,3800 in	0,8400 in	2,3800 in
ID	2,0670 in	0,6220 in	2,0670 in
Head	7,5098 m	25,8710 m	16,4761 m
Flow area	3,3500 in ²	0,3940 in ²	3,3500 in ²
Sch. Number	40	40	40
Kecepatan alir	85,5275 gpm	5,2551 gpm	80,7254 gpm

BAB VII

UTILITAS

Unit penyediaan utilitas merupakan salah satu faktor penunjang untuk kelancaran dari proses produksi di dalam pabrik. Pada pabrik Furfuril Alkohol ini sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai dengan apa yang diinginkan.

Adapun penyediaan utilitas pada pabrik ini, antara lain :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Stram Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Bahan Bakar
5. Unit Pengolahan Limbah
6. Unit Penyediaan Udara Tekan
7. Unit Laboratorium

VII.1. Unit Penyediaan Air dan Pengolahan Air

VII.1.1. Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, dan air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Furfuril Alkohol ini, sumber air yang diperoleh dari Kali Mancak.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Air Pendingin

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

- 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 temperatur pendingin.
- Tidak terdekomposisi.

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin :

- Kesadahan, yang dapat menyebabkan kerak.
- Oksigen terlarut, yang dapat menimbulkan korosi.

Minyak, penyebab terganggunya film *corrosion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

- Sebagai pemadam kebakaran (*hydrant*) dan alat-alat pemadam lain.
- Air umpan boiler (*Boiler Feed Water*)
- Air rumah tangga dan sanitasi (air untuk domestik)
- Air perkantoran dan laboratorium.

Air yang diperoleh dari sungai harus melalui proses 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 sederhananya, air meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi, dan deaerasi. Bahan-bahan kimia yang digunakan dalam proses pengolahan air adalah $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, Na_2CO_3 , kaporit, dan NaOH .

VII.1.2. Unit Pengolahan Air

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

1. *Screening*

Air yang diambil dari waduk perlu adanya pemompaan yang selanjutnya dialirkan menuju alat menyaring. Tahap *screening* adalah proses pemisahan kotoran-kotoran yang berukuran cukup besar seperti daun, ranting, dan sampah lainnya tanpa menggunakan bahan kimia. Sedangkan partikel kecil yang masih terbawa akan diolah di tahap berikutnya.

2. Koagulasi dan Flokulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan partikel koloid akibat penambahan bahan koagulan atau zat kimia sehingga partikel-partikel tersebut bersifat netral dan membentuk karena gravitasi. Koagulan yang digunakan adalah tawas 'Alumunium Sulfat' ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari asam kuat dan basa lemah, sehingga air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi berjalan efektif, tambahkan kapur secara berkala karena kapur berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Sedangkan proses flokulasi bertujuan untuk menggumpalkan partikel-partikel tersebut menjadi flok dengan ukuran yang memungkinkan untuk dipisahkan dengan sedimentasi dan filtrasi.

3. Penyaringan *Sand Filter*

Air yang keluar dari bak pengendap yang masih mengandung padatan tersuspensi selanjutnya akan dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk difiltrasi. Filtrasi ini bertujuan untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , dan lainnya menggunakan resin. Selanjutnya air yang telah melewati proses *sand filter* akan ditampung

dalam bak penampungan air bersih. Air di dalam bak penampungan air bersih akan didistribusikan ke setiap bagian unit sesuai keperluannya.

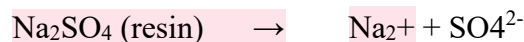
Untuk keperluan air proses pada pabrik akan berlangsung dengan cara dialirkan dari bak penampungan menuju proses. Sedangkan air yang digunakan untuk keperluan kantor, laboratorium, perumahan, poliklinik, kantin, dan masjid akan ditambahkan gas klorin untuk membunuh kuman.

4. Demineralisasi

Demineralisasi merupakan proses penghilangan ion-ion terlarut sehingga didapatkan air bermutu tinggi dan memenuhi persyaratan sebagai air umpan *boiler*. Tahapan yang dilalui untuk proses pengolahan air *boiler*, yaitu :

a. *Cation Exchanger*

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



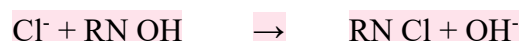
Kation resin ini akan jenuh sehingga perlu waktu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat dalam jangka waktu tertentu. Reaksi :



b. *Anion Exchanger*

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

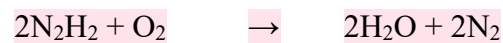
Reaksi :



c. Deaerasi

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

Reaksi :



VII.1.3. Kebutuhan Air

1. Air pembangkit Steam

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

Tabel VII.1. Kebutuhan Air Pembangkit Steam

No	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1	EV-01	4031,1646
2	HE-01	539,5223
3	HE-02	94,1852
4	RB-01	110,1808
Total		4570,6868

Diprediksi air yang hilang pada saat blow down 20% dari kebutuhan air untuk membuat Steam.

Kebutuhan air blow down boiler = $20\% \times 4570,6868 \text{ kg/jam} = 914,1374 \text{ kg/jam}$.

2. Air Pendingin (Chiller)

Kebutuhan air pendingin ini digunakan untuk alat-alat yang membutuhkan suhu operasi normal atau pada suhu kamar (30°C). Kebutuhan air pendingin dapat dilihat pada Tabel VII.2 berikut ini.

Tabel VII.2. Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1	CD-01	2056,1526
2	CD-02	2235,9468
3	CL-01	10054,3130
Total		14346,4124

Diprediksi air hilang pada saat *make up* 20% dari kebutuhan air untuk pendingin.

Kebutuhan air untuk *make up* = 20% × 14346,4124 kg/jam = 2869,2825 kg/jam.

3. Kebutuhan Air Rumah Tangga dan Sanitasi

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

Kebutuhan air rumah tangga dan sanitasi = $(30 \times 4 \times 120)$ kg/jam = 14.400 kg/jam.

4. Kebutuhan Air Kantor

Kebutuhan air kantor dapat dilihat pada Tabel VII.3. berikut ini.

Tabel VII.3. Kebutuhan Air Kantor

No	Kebutuhan	Jumlah (kg/hari)
1	Air Karyawan	7500
2	Bengkel & Pos Satpam	750
3	Politeknik	750
4	Laboratorium	750
5	Pemadam Kebakaran	750
6	Kantin, Masjid, & Taman	750
Total		11250
Total per jam		468,75

Maka kebutuhan air kantor yang diperlukan adalah 11250 kg/hari atau 468,75 kg/jam.

5. Kebutuhan Air Total

Kebutuhan air total dapat dilihat pada Tabel VII.4 berikut ini.

Tabel VII.4. Kebutuhan Air Total

No	Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
1	Air Pembangkit <i>Steam</i>	8354,1066
2	Air Pendingin	14346,4124
3	Air Keperluan Domestik	1068,7500
4	Over <i>Design</i> 10% total	2270,0519
Total		25439,3209

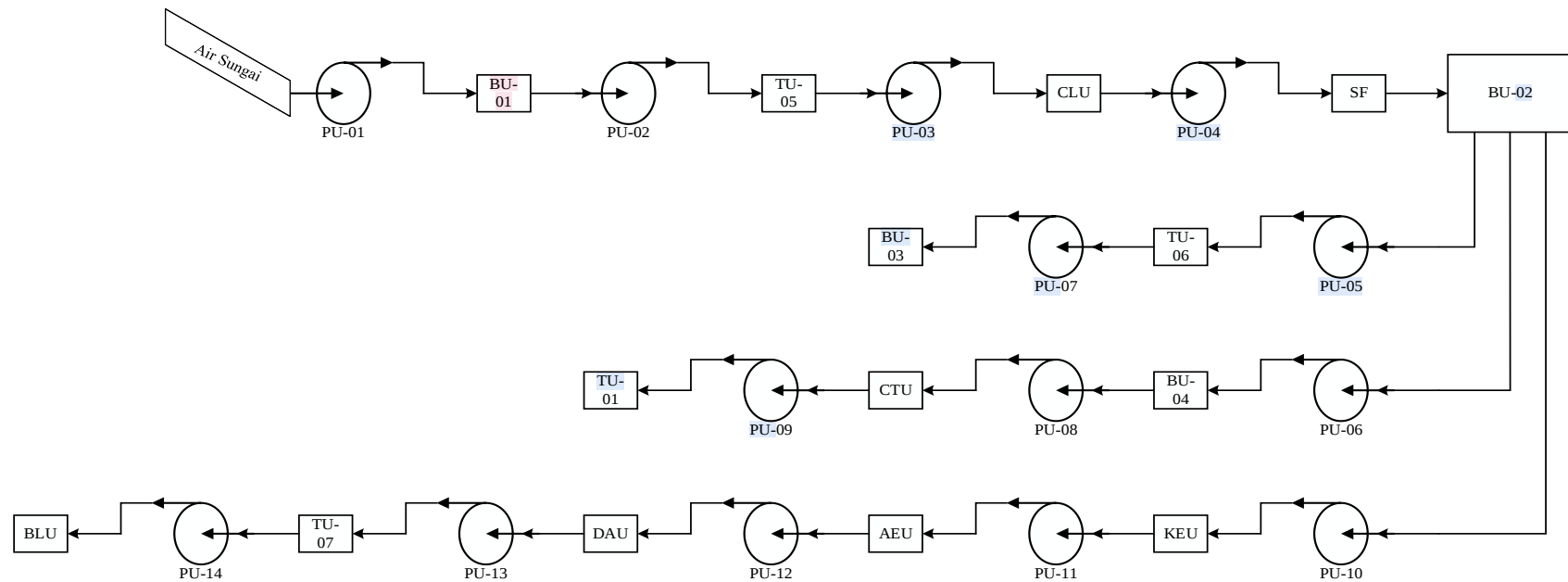
Maka kebutuhan air total yang dibutuhkan adalah 25439,3209 kg/jam.

VII.1.4. Kebutuhan *Dowtherm A*

Kebutuhan *Dowtherm A* sebagai pendingin reaktor (R-01) adalah sebesar 183032,5841 kg/jam. Input suhu pendingin *Dowtherm A* yaitu 70,5 °C dan suhu keluarnya 170 °C.

VII.2. Unit Pembangkit *Steam*

Steam yang harus dibangkitkan adalah steam jenuh sebanyak 4570,6868 kg/jam dengan jenis *water tube boiler*. Diagram alir pengolahan air dapat dilihat pada gambar VII.1 berikut.



Keterangan

- | | | |
|---------------------------------|--------------------------------|-------------------------------------|
| 1. BU-01 : Bak pengendapan awal | 6. TU-06 : Tangki Klorinator | 11. KEU/AEU : Cation/anion exchange |
| 2. TU-05 : Permixon tank | 7. BU-03 : Bak Distribusi | 12. DAU : Deaerator |
| 3. CLU : Clarifier | 8. BU-04 : Bak Air Pendingin | 13. TU-07 : Boiler feed water tank |
| 4. SF : Sand Filter | 9. CTU : Cooling Tower | 14. BLU : Boiler |
| 5. BU-02 : Bak penampungan awal | 10. TU-01 : Cooling Water Tank | 15. |

Gambar VII.1. Diagram Alir Utilitas

VII.3. Unit Pembangkit Listrik

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

- | | |
|---|--------------|
| a. Listrik alat proses dan utilitas | = 14,6393 kW |
| b. Listrik alat instrumentasi dan kontrol | = 0,7320 kW |
| c. Listrik laboratorium, perkantoran, dan lain-lain | = 3,6599 kW |

Total kebutuhan listrik yang diperlukan pabrik berjumlah 23,3733 kW yang dipenuhi oleh PLN. Untuk kebutuhan cadangan listrik pada generator disediakan 350 kW jika sewaktu waktu listrik padam atau pasokan listrik berkurang.

VII.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertugas untuk menyediakan bahan bakar untuk menghidupkan *boiler* dan generator. Pada generator kapasitas terpasang adalah 500 kVA. yang digunakan untuk menghidupkan *boiler* dan generator. Bahan bakar generator sebanyak 50,2287 kg/jam. Untuk bahan bakar *boiler* sebanyak 17,0632 kg/jam.

VII.5. Unit Pengolahan Limbah

VII.1.5. Limbah Cair

Sumber-sumber limbah cair pada pabrik pembuatan furfuril alkohol ini meliputi:

1. Limbah Proses

Berupa limbah cair berupa senyawa yang dihasilkan pada akhir proses yang tidak dapat digunakan kembali. Adapun tahapan dalam pengolahan limbah cair menggunakan proses fisika.

a. Pengolahan primer

Tahap pengolahan limbah cair sebagian dioalah menggunakan proses fisika.

1) Pengendapan

Limbah cair yang dihasilkan akan ditampung pada bak penampungan awal yang kemudian dialirkan ke dalam bak pengendapan. Fungsi dari bak pengendapan ini untuk mengendapkan padatan yang terlarut pada air limbah. Koagulan yang digunakan untuk mengendapkan partikel adalah $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$. Air limbah yang telah bersih dari padatan kemudian dialirkan ke dalam bak penetralisasi.

2) Netralisasi

Pengolahan netralisasi ini menggunakan pengolahan kimia dan fisika yang bertujuan untuk menetralkan pH cairan yang terjadi kenaikan pada saat proses pengendapan. Pengolahan netralisasi dilakukan dengan penambahan *disinfektan* maupun *ion exchanger*. Limbah cair yang dihasilkan kemudian diumpankan ke dalam tangki untuk diaduk dengan putaran tinggi dan diinjeksikan bahan kimia berupa $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ yang berfungsi sebagai koagulan dan $\text{Na}_2\text{-CO}_3$ yang berfungsi sebagai zat penetralisasi.

b. Pengolahan sekunder

Pengolahan sekunder merupakan pengolahan secara biologis dengan melibatkan mikroorganisme yang dapat mendegradasi bahan organik. Aerob merupakan mikroorganisme yang digunakan untuk mendegradasi menggunakan metode *activated sludge* dengan tujuan menetralisasi sisa asam yang masih ada.

c. Pengolahan tersier

Pengolahan tersier akan dilakukan apabila setelah pengolahan sebelumnya (primer dan sekunder) belum maksimal. Jika masih ada zat berbahaya yang terkandung dan nilai pH belum memenuhi spesifikasi, maka diperlukan pengolahan kembali.

d. Desinfeksi

Proses ini bertujuan untuk mengurangi mikroorganisme patogen yang ada pada limbah cair dengan menambahkan senyawa seperti kaporit ($\text{Ca}(\text{ClO})_2$) dan klorin (Cl_2).

e. **Pengolahan lumpur**

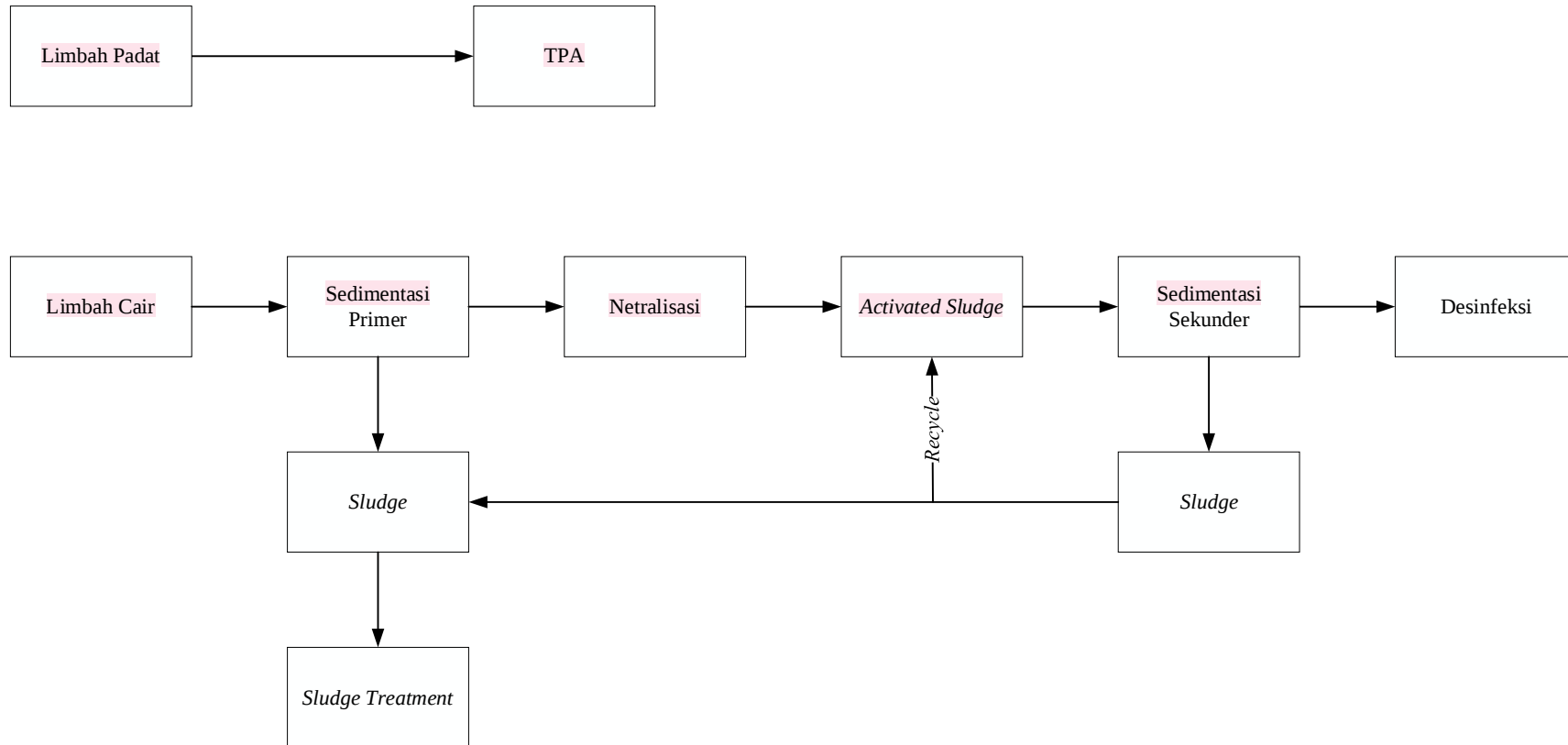
Pada proses ini akan dilakukan pengolahan endapan lumpur yang dihasilkan oleh pengolahan primer, sekunder, dan tersier. Proses ini akan menghasilkan endapan polutan berupa lumpur yang akan diolah dengan diuraikan secara aerob sebelum disalurkan ke lahan pembuangan atau ke sungai.

VII.6. Limbah Padat

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

VII.7. Limbah B3

Pabrik pembuatan furfural alkohol ini menghasilkan limbah B3 (bahan berbahaya dan beracun) cair dan padat. Limbah B3 cair yang dihasilkan berupa oli bekas, furfural, dan lainnya. Limbah b3 padat yang dihasilkan berupa baterai bekas, aki bekas, dan lainnya. Limbah hasil laboratorium termasuk ke dalam limbah B3. Sehingga dalam penanganannya harus dikirim ke pengumpul limbah B3 sesuai dengan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 18 Tahun 1999 Tentang Pengolahan Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun. Dalam pengolahan limbah B3 dikirim ke pihak ketiga yaitu PT. Universal Eco Pasific, Banten, Indonesia.



1

Gambar VII. 2. Diagram Pengolahan Limbah

BAB VIII

TATA LETAK PABRIK DAN PERALATAN PROSES

VIII.1. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah peraturan yang optimal dari berbagai bagian pabrik, seperti tempat karyawan bekerja, peralatan, penyimpanan bahan baku dan produk, serta fasilitas lain seperti taman, parkir, dan utilitas. Tata letak yang tepat sangat penting untuk mencapai efisiensi, keselamatan, dan kelancaran. Adapun hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik adalah sebagai berikut.

1. Pengoperasian, pengontrolan, dan perbaikan seluruh peralatan harus dengan mudah dilakukan.
2. Keselamatan kerja sebagai prioritas utama.
3. Penempatan yang efisien, distribusi utilitas yang ekonomis.
4. Pemipaan dan sarana transportasi harus disesuaikan.
5. Peralatan proses dikelompokkan sesuai dengan unitnya masing-masing.

Pabrik furfuril alkohol yang akan dibangun merupakan pabrik baru (bukan pengembangan), sehingga dalam menentukan *layout* tidak dibatasi oleh bangunan yang ada. Secara garis besar *layout* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah, yaitu:

1. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Daerah proses merupakan daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi yang diletakkan terpisah dari daerah lainnya. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

2. Daerah Administrasi, Perkantoran, dan Laboratorium

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran proses. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.

3. Daerah Pergudangan dan *Maintenance*

Daerah pergudangan merupakan daerah tempat penyimpanan bahan baku dan produk. Serta *maintenance* untuk memperbaiki segala kerusakan.

4. Daerah Utilitas dan *Power Station*

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik serta penunjang pabrik maupun pabrik dipusatkan.

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

Tabel VIII.1. Detail Bangunan dan Luas Tanah

Lokasi	Panjang	Lebar	Luas
	m	m	m ²
Masjid	25	20	500
Parkiran Pengunjung	30	20	600
Pos Keamanan/Satpam	8	6	48
Taman	25	15	375
Koperasi	13	10	130
Klinik	20	15	300
Kantin	30	20	600
Aula	40	30	1200
Kantor Diklat	30	20	600
Kantor Utama	40	30	1200
Parkir Karyawan	40	40	1600
Area Proses	84,5	45,5	3845
Area Penyimpanan Alat	45	20	900
<i>Maintenance</i>	45	20	900
<i>Fire and Safety</i>	16	14	224
Kantor Teknik dan Produksi	20	14	280
Utilitas	24	10	240
<i>Utility Control</i>	10	15	150
Laboratorium	12	16	192
<i>Control Room</i>	20	15	300
Gudang	30	25	750
Parkir Truk	20	15	300
Area Perluasan Pabrik	120	30	3600
Jalan	60	20	1200
TOTAL	316,5	209,5	20034
Luas Tanah			20034
Luas Bangunan			14859

VIII.2. Tata Letak Peralatan

Dalam perancangan *layout* peralatan proses pada pabrik, ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

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

2. Aliran Udara

Kelancaran aliran udara di area proses harus diperhatikan. Ini bertujuan untuk mencegah stagnasi udara di lokasi yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan karyawan. Arah hembusan angin juga harus diperhatikan.

3. Pencahayaan

Seluruh area pabrik harus memiliki pencahayaan yang memadai. Tempat-tempat di mana proses berbahaya atau beresiko tinggi juga memerlukan penerangan tambahan.

4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

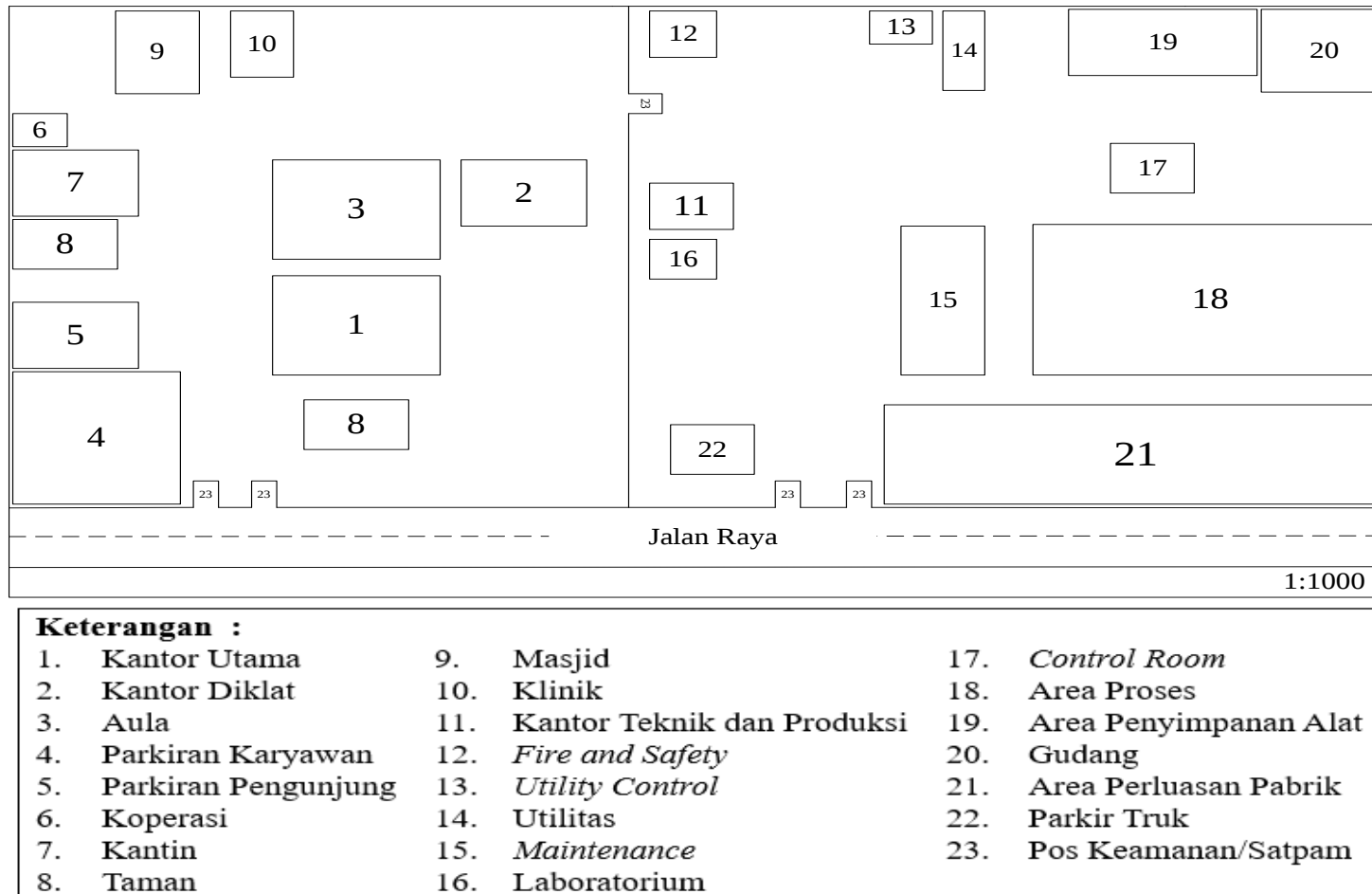
Perancangan tata letak peralatan harus diperhatikan agar pekerja dapat mengakses seluruh alat proses dengan cepat, mudah dan aman. Ini juga harus memastikan bahwa gangguan pada alat proses dapat diperbaiki dengan cepat. Selain itu, keamanan pekerja saat mereka bekerja harus menjadi prioritas utama.

5. Jarak antar Alat Proses

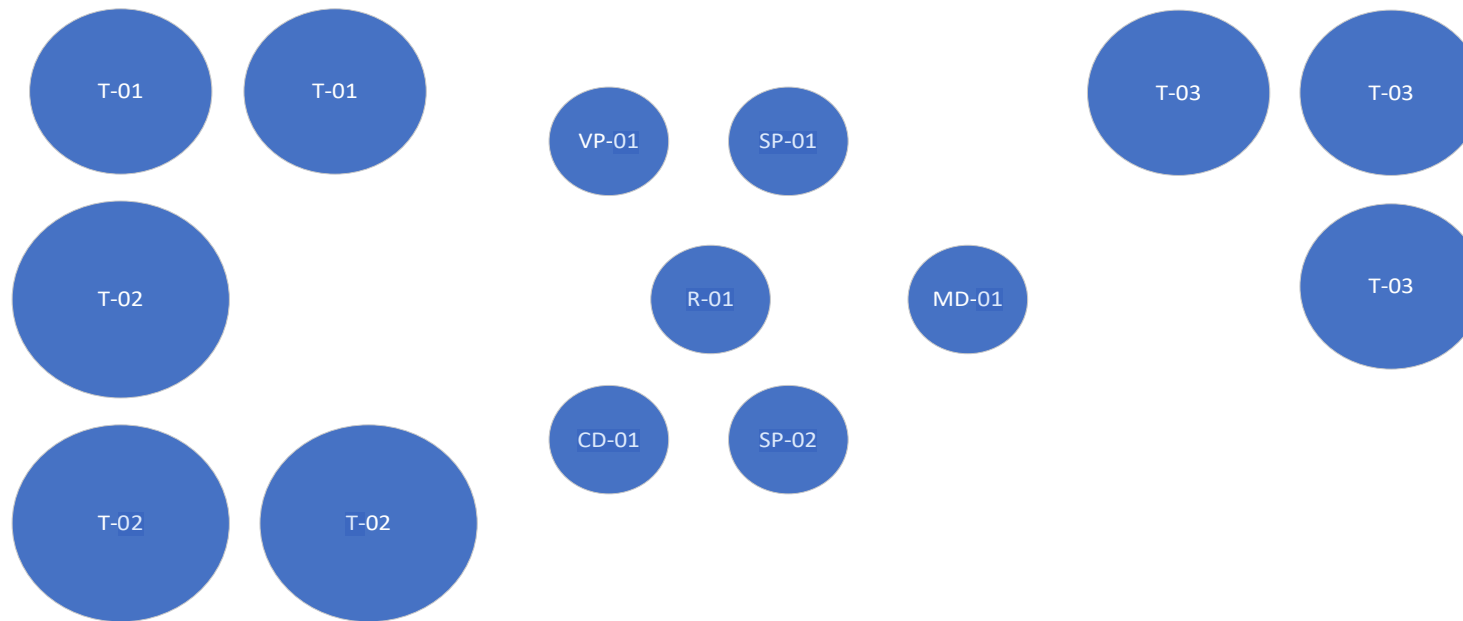
Alat proses dengan tekanan operasi dan suhu tinggi harus dipisahkan dari alat proses lainnya untuk menghindari ledakan atau kebakaran yang membahayakan alat proses lainnya.

6. Pertimbangan Ekonomi

Penataan alat proses pada pabrik bertujuan untuk dapat meminimalisir biaya operasi dengan tetap menjamin kelancaran serta keamanan proses produksi sehingga dapat memberikan keuntungan dari sisi ekonomi.



Gambar VIII.1. Tata Letak Pabrik



Keterangan :

- | | |
|---|-----------------------------|
| 1. T-01 : Tangki Penyimpanan Furfural | 6. R-01 : Reaktor |
| 2. T-02 : Tangki Pengimanan Hidrogen | 7. CD-01 : Condense |
| 3. T-03 : Tangki Penyimpanan Furfuril Alkohol | 8. SP-02 : Separator |
| 4. VP-01 : Vaporizer | 9. MD-01 : Menara Distilasi |
| 5. SP-01 : Separator | |

Gambar VIII.2. Tata Letak Alat Proses

BAB IX

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

IX.1. Organisasi Perusahaan

Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan Produksi : Furfuril Alkohol

Kapasitas : 65.000 Ton/Tahun

Pabrik Furfuril Alkohol ini akan didirikan dalam bentuk organisasi berupa Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana setiap partner perusahaan turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut. Pemilik saham berarti orang yang telah menyetorkan modal keperusahaan, sehingga pemilik saham dapat juga dikatakan memiliki perusahaan. Pemegang saham dalam perseroan terbatas hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham. Pemilihan bentuk Perseroan Terbatas (PT) ini didasarkan pada ketentuan-ketentuan sebagai berikut :

1. Mudah mendapat modal dengan cara menjual saham.
2. Tanggung jawab terbatas pada para pemegang saham, dimana kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pemegang saham.
3. Pemilik dan pengurus terpisah satu dengan lainnya, dimana pemilik Perseroan Terbatas adalah para pemegang saham sedangkan pengurus adalah direksi. Oleh karena itu, pengurus dan perusahaan PT harus dipilih orang-orang yang cakap dalam bidangnya.
4. Kehidupan dari PT lebih terjamin, tidak terpengaruh oleh kepentingan atau berhentinya seorang pemegang saham, direksi atau karyawan.
5. Efisiensi dalam manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cakap dan berpengalaman

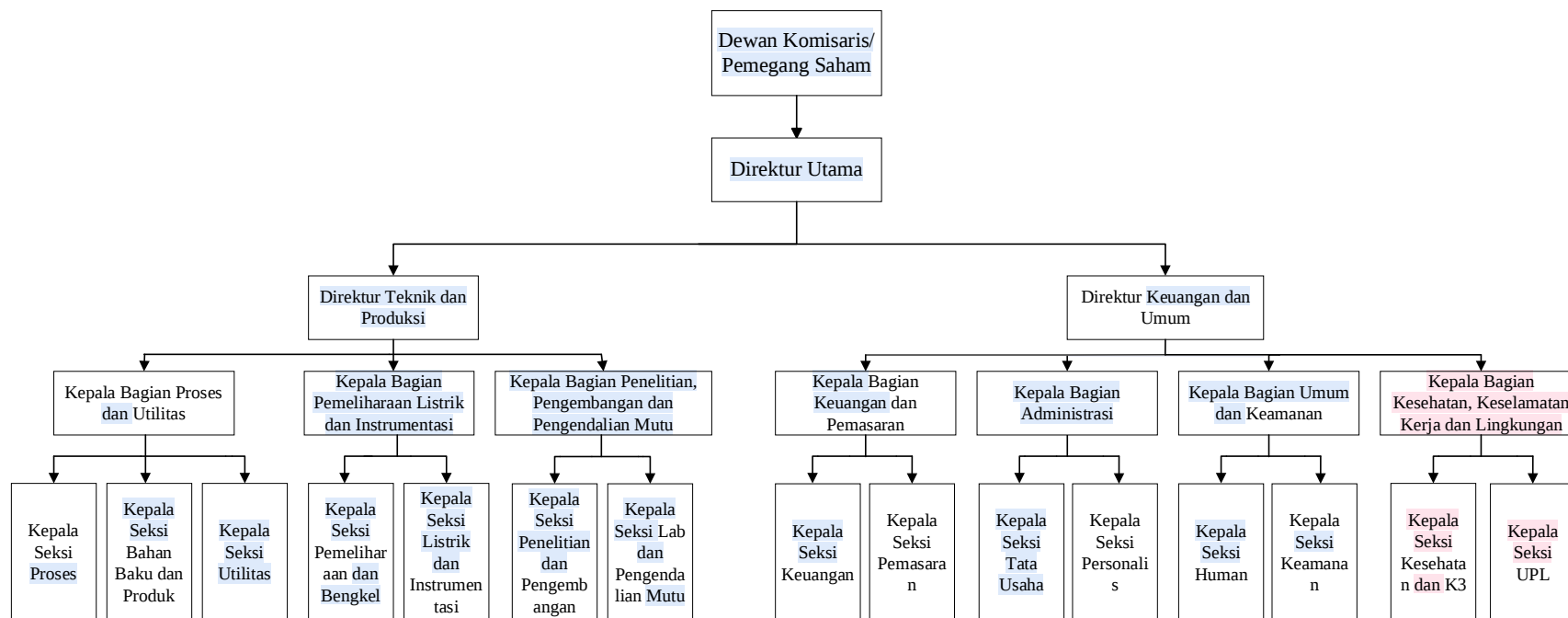
6. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
7. Lapangan usaha lebih luas. Suatu PT dapat menarik modal yang sangat pesat dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

IX.2. Struktur Organisasi

Struktur organisasi adalah suatu susunan komponen-komponen atau unit-unit kerja dalam sebuah organisasi. Dalam perancangan pabrik Furfuril Alkohol ini struktur organisasinya adalah sistem garis, dimana setiap bawahan hanya mempunyai satu tanggung jawab kepada atasannya. Dan sebaliknya, setiap atasan hanya mempunyai satu garis perintah kepada karyawan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

1. Pemegang Saham
2. Dewan Komisaris
3. Direktur Utama
4. Direktur Teknik dan Produksi
5. Direktur Keuangan dan Pemasaran
6. Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum
7. Kepala Bagian
8. Kepala Seksi
9. Karyawan dan Operator

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham. Bagan struktur organisasi dapat dilihat pada Gambar IX. 1 berikut ini:



Gambar IX.1. Struktur Organisasi Pabrik Furfuril Alkohol

IX.3. Tugas dan Wewenang

A. Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada rapat umum tersebut para pemegang saham bertugas untuk :

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

B. Dewan Komisaris

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

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

C. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi:

1. Direktur Teknik dan Produksi

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

2. Direktur Keuangan dan Pemasaran

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

3. Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum

Tugas Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum memiliki tugas dan wewenang dalam hal yang berhubungan dengan administrasi, personalia, humas, keamanan, dan keselamatan kerja. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan, Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia, serta Bagian Umum dan Keamanan.

D. Kepala Bagian

Tugas Kepala Bagian secara umum adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengangaris-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

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

2. Kepala Bagian Pemeliharaan

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

3. Kepala Bagian Mutu dan Pengembangan

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

4. Kepala Bagian Keuangan

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang.

5. Kepala Bagian Keuangan

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pembukuan keuangan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

6. Kepala Bagian Administrasi dan SDM

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

7. Kepala Bagian Umum dan Keamanan

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

8. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

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

E. Kepala Seksi

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

1. Kepala Seksi Proses

Tugas: Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

2. Kepala Seksi Utilitas

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

3. Kepala Seksi Pemeliharaan

Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

4. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas: Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

5. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

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

6. Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu

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

7. Kepala Seksi Administrasi

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

8. Kepala Seksi Personalia

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

9. Kepala Seksi Humas

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

10. Kepala Seksi Keamanan

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

IX.4. Pembagian Jam Kerja

Pabrik Furfuril Alkohol ini direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada pabrik Furfuril Alkohol ini terbagi menjadi dua yaitu shift dan non-shift.

A. Karyawan non-shift

Karyawan non-shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non-shift adalah direktur, kepala bagian, kepala seksi serta bagian administrasi.

Karyawan non ini bekerja dengan perincian sebagai berikut:

Senin – Kamis:

Jam Kerja : 08.00 – 12.00 dan 12.30 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 12.30

Jumat

Jam Kerja : 08.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

Sabtu dan Minggu libur

B. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi dan terlibat serta mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Orang-orang yang termasuk karyawan *shift* adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan Shift bekerja secara berganti sehari semalam. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu mendapat jatah libur. Karyawan Shift dibagi dalam tugas Shift dengan pengaturan sebagai berikut:

Shift pagi : pukul 07.00-15.00

Shift sore : pukul 15.00-23.00

Shift malam : pukul 23.00-07.00

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh 66 pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam Tabel IX.1 sebagai berikut:

Tabel IX.1. Jadwal Kerja Masing-Masing Regu

Regu/ Hari	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 M = Shift Malam S = Shift Siang L = Libur

IX.5. Perincian Tugas dan Keahlian

Jabatan dan Prasyarat karyawan pabrik Fenil Etil Alkohol dapat dilihat pada Tabel IX. 2 berikut

Tabel IX.2. Jabatan dan Prasyarat

Jabatan	Prasyarat
Direktur Utama	S-2/S-3 Teknik Kimia
Direktur Teknik dan Produksi	S-1/S-2 Teknik Kimia
Direktur Keuangan dan Penjualan	S-1/S-2 Ekonomi
Direktur Umum dan Personalia	S-1 Teknik Industri, Psikologi, dan Hukum
Sekretaris	S-1 atau Akademi sekretaris
Kepala Bagian Proses dan Utilitas	S-1 Teknik kimia
Kepala Bagian Pemeliharaan	S-1 Teknik Mesin
Kepala Bagian Pemasaran	S-1 Ekonomi
Kepala Bagian keuangan	S-1 Ekonomi
Kepala Bagian Mutu dan Pengembangan	S-1 Teknik Kimia
Kepala Bagian K3	S-1 Semua Jurusan
Kepala Bagian Umum	S-1 Semua Jurusan
Kepala Bagian administrasi & SDM	S-1 Teknik Industri/Manajemen
Kepala Seksi Proses	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Pengembangan	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	S-1 Teknik Elektro/Listrik
Kepala Seksi Laboratorium	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Pemeliharaan	S-1 Teknik Mesin
Kepala Seksi Utilitas	S-1 Teknik Mesin
Kepala Seksi Administrasi	S-1 Manajemen/Ekonomi/Akuntansi
Kepala Seksi Personalia	S-1 Psikologi

Jabatan	Prasyarat
Kepala Seksi Humas	S-1 Psikologi/Illmu Komunikasi
Kepala Seksi Keamanan	SMP/SMA/Sederajat
Operator Produksi	SMP/SMA/Sederajat
Karyawan Listrik	S-1 atau D3 Teknik Elektro/Listrik
Karyawan Lab	D-3 Teknik Kimia
Karyawan Pengembangan	D-3 Teknik Kimia
Karyawan Penjualan	SMK/SMA/Sederajat
Karyawan Pemeliharaan	SMK/STM
Operator Utilitas	SMK/SMA/Sederajat
Karyawan Administrasi	SMK/SMA/Sederajat
Karyawan Personalia	SMK/SMA/Sederajat
Karyawan Humas	SMP/SMA/Sederajat
Karyawan Keamanan	SMK/SMA/Sederajat
Karywan K3	S-1 Semua Jurusan
Medis	S-1 Keperawatan/Kedokteran
Sopir	SMK/SMA/Sederajat
<i>Cleaning Service</i>	SMK/SMA/Sederajat

IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

A. Sistem kepegawaian dalam pabrik Fenil Etil Alkohol dibagi menjadi 3 golongan yaitu:

1. Karyawan Tetap

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

2. Karyawan Harian

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

3. Karyawan *Outsourcing*

Karyawan *outsourcing* adalah pekerja yang dipekerjakan oleh sebuah perusahaan melalui pihak ketiga atau perusahaan penyedia jasa tenaga kerja (*outsourcing*). Pekerja ini secara resmi tidak menjadi karyawan tetap di perusahaan tempat mereka bekerja, melainkan karyawan dari perusahaan *outsourcing* yang menyediakan jasa mereka.

B. Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Sesuai dengan sistem kepegawaiannya, sistem gaji pegawai di perusahaan ini dibagi menjadi 3 golongan yaitu:

1. Gaji Bulanan : Gaji bulanan diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan yang ditetapkan oleh perusahaan.
2. Gaji Harian : Gaji harian diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.
3. Gaji Lembur : Gaji lembur diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan

Adapun sistem dan pembagian gaji karyawan dapat dilihat pada Tabel IX.3

Tabel IX.3. Komposisi dan Sistem Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)
Direktur Utama	1	Rp 20.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 15.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 15.000.000
Staff Ahli dan Litbang	1	Rp 13.000.000
Sekretaris	3	Rp 5.500.000
Kepala Bagian Produksi	1	Rp 10.000.000
Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp 10.000.000
Kepala Bagian Teknik	1	Rp 8.000.000
Kepala Bagian K3	1	Rp 8.000.000
Kepala Bagian Umum	1	Rp 8.000.000
Kepala Bagian Keuangan dan Administrasi	1	Rp 8.000.000
Kepala Seksi Proses	1	Rp 8.000.000
Kepala Seksi Gudang	1	Rp 8.000.000
Kepala Seksi Pengendalian	1	Rp 8.000.000
Kepala Seksi Laboratorium	1	Rp 6.000.000
Kepala Seksi Penjualan	1	Rp 6.000.000
Kepala Seksi Pembelian	1	Rp 6.000.000
Kepala Seksi Utilitas	1	Rp 5.500.000
Kepala Seksi Administrasi	1	Rp 5.500.000
Kepala Seksi Kas	1	Rp 5.500.000
Kepala Seksi Personalia	1	Rp 5.500.000

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)
Kepala Seksi Humas	1	Rp 5.500.000
Kepala Seksi Keamanan	1	Rp 5.500.000
Karyawan Proses	30	Rp 5.300.000
Karyawan Pengendalian	12	Rp 5.300.000
Karyawan Laboratorium	12	Rp 5.300.000
Karyawan Penjualan	5	Rp 5.300.000
Karyawan Pembelian	5	Rp 5.300.000
Karyawan Pemeliharaan	13	Rp 5.300.000
Karyawan Utilitas	13	Rp 5.300.000
Karyawan Administrasi	4	Rp 5.000.000
Karyawan Kas	4	Rp 5.000.000
Karyawan Personalia	4	Rp 5.000.000
Karyawan Humas	4	Rp 5.000.000
Karyawan Keamanan	24	Rp 5.000.000
HSE	8	Rp 5.500.000
Karyawan lain-lain	20	Rp 5.000.000
Medis	8	Rp 5.300.000
Sopir	4	Rp 5.000.000
<i>Cleaning service</i>	24	Rp 5.000.000
Total	129	Rp 280.400.000

IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

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

1. Pakaian Kerja

Untuk menghindari kesejukan antara karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahunnya. Selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman kerja. Khusus untuk operator selain pakaian dinas juga diberikan baju khusus operator, safety shoes, dan helm pengaman sesuai standar keselamatan kerja.

2. Tunjangan Kerja

- a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan.
 - b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
 - c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
3. Cuti
- a. Cuti tahunan untuk setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
 - b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter
4. Pengobatan
- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undangundang yang berlaku.
 - b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur dengan kebijakan perusahaan. E. BPJS Ketenagakerjaan
5. BPJS Ketenagakerjaan
- BPJS Ketenagakerjaan berperan untuk meningkatkan kesejahteraan para pekerja dengan memberikan perlindungan jaminan sosial kepada tenaga kerja. BPJS Ketenagakerjaan meliputi JHT (Jaminan Hari Tua), JP (Jaminan Pensiun), JKK (Jaminan Kecelakaan Kerja), dan JKM (Jaminan Kematian).

IX.8. Manajemen Keperusahaan

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

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

BAB X

EVALUASI EKONOMI

X.1. Dasar Perhitungan

Evaluasi ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu perancangan pabrik nitrobenzena dibuat evaluasi atau penilaian investasi, yang ditinjau dengan metode:

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

Untuk meninjau faktor-faktor di atas perlu dilakukan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penafsiran Modal Industri (*Total Capitan Invesment*) yang terdiri dari:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Invesment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Cost*), yang terdiri dari:
 - a. Biaya Pengeluaran (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan (*Sales Price*)

(Petter, 1990)

X.2. Perhitungan Biaya

X.2.1. Perhitungan Harga Alat

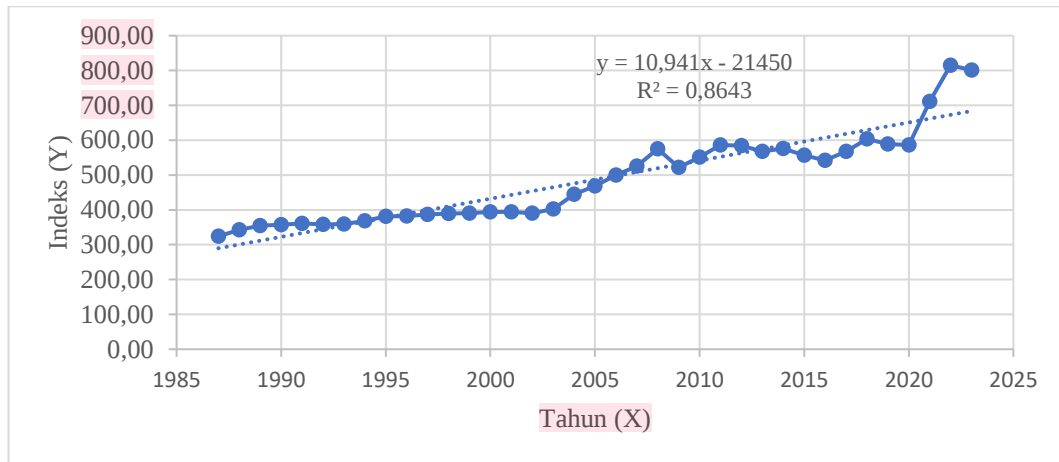
Evaluasi ekonomi dihitung berdasarkan biaya pendirian pabrik, biaya produksi, dan hasil penjualan yang diharapkan. Cara penaksiran biaya dan biaya evaluasi ekonomi ini menggunakan metode indeks biaya. Harga-harga yang diperoleh berdasarkan indeks dari *Chemical Engineering Plant Cost Inside*.

Tabel X.1. Indeks Harga Alat

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
2023	800,8	37
Total	18.006,65	703

Sumber: *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI 2023)*

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



Gambar X.1. Ekstrapolasi Indeks Harga

Dari data di atas diperoleh persamaan $y = 10,383x - 20334$. Maka indeks untuk tahun 2028 diperkirakan 722,724. Nilai tukar mata uang Amerika Serikat terhadap rupiah pada Maret 2024 berdasarkan Bank Indonesia yaitu 1 US\$ = Rp15.822,00. Untuk penentuan harga alat digunakan persamaan:

$$Ex \frac{Nx}{Ny} Ey$$

(Aries, 1955)

Dimana:

- Ex : Harga pembelian 2028
- Ey : Harga pembelian pada tahun referensi 2014
- Nx : Indeks harga pada tahun 2028
- Ny : Indeks harga pada tahun referensi 2014

Tabel X.2. Hasil Perhitungan Harga Alat Proses

Kode	Nama Alat	Harga 2014 (\$)	Harga 2029 (\$)
T-01	Tangki Furfural	40.400,00	52.430,32
T-02	Tangki Hidrogen	166.500,00	216.080,41
HE-01	Heat Exchanger	3.600,00	4.672,01
HE-02	Heat Exchanger	1.900,00	2.465,78
CD-01	Condensor	800,00	1.038,22
CD-02	Condensor	2.600,00	3.374,23
EV-01	Vaporizer	563.800,00	731.688,50
R-01	<i>Fixed Bed Reactor Multitube</i>	162.200,00	210.499,96
MD-01	Menara Destilasi	92.272,00	119.748,78
RB-01	Reboiler	14.600,00	18.947,59
ACC-01	Accumulator	400,00	519,11
P-01	Pompa	3.200,00	4.152,90
P-02	Pompa	1.100,00	1.427,56
P-03	Pompa	3.200,00	4.152,00
BL-01	Blower	6.000,00	7.786,68
BL-02	Blower	6.000,00	7.786,68
Total		1.068.572,00	1.386.779,74

Tabel X.3. Hasil Perhitungan Harga Alat Utilitas

Kode	Nama Alat	Harga 2014 (\$)	Harga 2029 (\$)
TU-01	Premix Tank	53.100,00	53.495,48
TU-02	Tangki Klorinator	27.200,00	27.402,58
TU-03	Boiler Water Tank	3.200,00	3.223,83
TU-04	Tangki Bahan Bakar	2.200,00	2.216,39
BU-01	Bak Penampungan Raw Water	129.100,00	130.061,52
BU-02	Bak Penampung Sementara	4.217,00	4.248,41
BU-03	Bak Distribusi	157,00	158,17
TP-01	Tangki Air Pendingin	58.100,00	58.532,72
TP-02	Tangki Air Pendingin	19.900,00	20.048,21
KEU	Kation Exchanger	2.025,00	2.040,08
AEU	Anion Exchanger	2.025,00	2.040,08
DAU	Deaerator	44.000,00	44.327,71
KU-01	Kompresor	3.900,00	3.929,05
GU	Generator	68.000,00	68.506,45
B	Boiler	214.800,00	216.399,80
CLU	Clarifier	4.600,00	4.634,26
CTU	Cooling Tower	27.900,00	28.107,80
FU	Sand Filter	500,00	503,72
PU-01	Pompa	3.500,00	3.526,07
PU-02	Pompa	3.500,00	3.526,07
PU-03	Pompa	3.500,00	3.526,07

Kode	Nama Alat	Harga 2014 (\$)	Harga 2029 (\$)
PU-04	Pompa	3.500,00	3.526,07
PU-05	Pompa	3.500,00	3.526,07
PU-06	Pompa	3.500,00	3.526,07
PU-07	Pompa	3.500,00	3.526,07
PU-08	Pompa	3.500,00	3.526,07
PU-09	Pompa	3.500,00	3.526,07
PU-10	Pompa	3.500,00	3.526,07
PU-11	Pompa	3.500,00	3.526,07
PU-12	Pompa	3.500,00	3.526,07
PU-13	Pompa	3.500,00	3.526,07
PU-14	Pompa	3.500,00	3.526,07
Total		713.924,00	719.241,21

X.2.2. Perhitungan Capital Investment

Capital investment adalah sejumlah uang (modal) yang ditanam (investasi) untuk mendirikan sarana produksi (pabrik) dan mengoperasikannya. Capital investment terdiri dari :

A. Fixed Capital Investment (Modal Tetap)

Fixed Capital Investment adalah modal yang digunakan untuk pembelian alat, pemasangan alat, biaya listrik, tanah dan bangunan sampai pendirian pabrik yang siap untuk berproduksi dan fasilitas-fasilitasnya. Perhitungan Fixed Capital Investment disajikan pada Tabel X. 4 dibawah ini:

Tabel X.4. *Fixed Capital Investment*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp.)
1	Biaya Langsung Pabrik	11.225.358,24	181.570.169.527,65
2	Biaya Kontraktor	1.122.535,82	18.157.016.952,77
3	Biaya Tak Terduga	2.806.339,56	45.392.542.381,91
Total		15.154.223,62	254.119.728.862,33

B. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya/modal yang diperlukan untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu. Perhitungan *Working Capital Investment* disajikan pada Tabel X.5. berikut:

Tabel X.5. Working Capital Investment

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp.)
1	Persediaan bahan baku	12.211.178,83	197.515.817.621,75
2	Persediaan dalam proses	50.636,81	819.050.382,69
3	Persediaan produk	7.291.700,47	117.943.255,107,62
4	Kredit	15.979.166,67	258.463.020.833,33
5	Kas tersedia	14.538.400,94	235.886.510.215,25
Total		50.116.083,72	810.627.654.160,65

X.2.3. Perhitungan Biaya Produksi

Biaya produksi (Manufacturing Cost) adalah sejumlah biaya/modal yang dibutuhkan untuk proses produksi agar menghasilkan barang/produk. Biaya produksi secara garis besar dibedakan menjadi 3 jenis :

A. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)/Biaya Produksi Langsung

Biaya Produksi Langsung adalah biaya produksi yang langsung berhubungan dengan proses produksi, dan bersangkutan khusus dalam pembuatan produk.

B. *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)/Biaya Produksi Tidak Langsung

Biaya Produksi Tidak Langsung adalah biaya produksi yang masih dipengaruhi oleh kapasitas produksi akan tetapi memberikan pengaruh langsung terhadap proses produksi.

C. *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)/Biaya Produksi

Tetap Biaya Produksi Tetap adalah biaya produksi yang tidak tergantung pada waktu dan tingkat produksi, sepanjang tahun pengeluaran ini tetap, baik pabrik pada kapasitas penuh maupun saat pabrik dalam keadaan tidak berproduksi.

Harga bahan baku untuk pembuatan Furfuril Alkohol disajikan pada Tabel X. 6. Dan Biaya produksi tetap (*Manufacturing Cost*) disajikan pada Tabel X. 7.

Tabel X.6. Harga Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan (Kg/Tahun)	Harga satuan (Rp/kg)	Biaya (\$/Tahun)	Biaya (RP/Tahun)
Furfural	83.665.191,6298	25.880	133.864.306,61	2.165.255.159.378
Hidrogen	1.362.201,8466	4.853	408.660,55	6.610.084.460
Copper Sodium Silicate	100,0000	8.087	50.000,00	808.750.000
Total			134.322.967,16	2.172.673.993.839

Tabel X.7. *Manufacturing Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp.)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	139.518.823,94	2.256.716.977,94
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	19.231.620,71	311.071.465.000
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	1.666.956,70	26.963.170.174,86
Total		160.417.410,35	2.594.751.612.367,72

D. *General Expense*/Biaya Pengeluaran Umum

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran - pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*. Pada Tabel X. 8 disajikan hasil perhitungan *General Expense*.

Tabel X.8. *General Expese*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp.)
1	Administrasi	4.812.522,31	77.842.548.371,03
2	Biaya Penjualan	8.020.870,52	129.737.580.618,39
3	Penelitian	5.369.000	86.843.575.000
4	Kuangan	6.328.955,57	102.370.856.337,94
Total		24.531.348.40	396.794.560.327,36

2 X.3. Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan analisa kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan sebagai berikut.

A. Percent Return On Investment (ROI)

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

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

B. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui waktu yang dibutuhkan dalam pengembalian investasi.

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

C. Break Event Point (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Melalui *Break Even Point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga per unit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

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

Dimana :

Fa = Fixed Manufacturing Cost

Ra = Regulated Cost

Va = Variable Cost

Sa = Penjualan Produk

D. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena lebih murah untuk menutup pabrik dan membayar *fixed expense* (Fa) dibandingkan harus produksi.

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

E. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “DCFRR” dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Persamaan untuk menentukan DCFRR:

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

Dimana :

FC = Fixed Capital
 WC = Working Capital
 SV = Salvage Value
 C = Cash Flow
 n = Umur pabrik = 10 tahun
 i = Nialai DCFR

F. Analisa Keuntungan

Total Penjualan	= Rp3.101.556.250.000 = \$191.750.000
Total Production Cost	= Rp2.991.546.172.695,1 = \$184.948.758,7
Keuntungan Sebelum Pajak	= Rp110.010.077.304,9 = \$6.801.241.3
Pajak (30 % dari keuntungan)	= Rp33.003.023.191,5 = \$2.024.372,4
Keuntungan Setelah Pajak	= Rp77.007.054.113,45 = \$4.760.868,88

G. Hasil Analisa Kelayakan

1. Return of Investment (ROI)

Sebelum pajak	= 44,88 %
Setelah pajak	= 31,42 %

2. Pay Out Time (POT)

Sebelum pajak	= 1,89 Tahun
Setelah pajak	= 2,54 Tahun

3. Break Even Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP)

Fixed Expanse (Fa)	
Depresiasi	= Rp19.609.578.309
Property Taxes	= Rp4.902.394.577
Asuransi	= Rp2.451.197.289
Total Fa	= Rp26.963.170.175
Regulated Expanse (Ra)	

Gaji Karyawan	= Rp1.017.600.000
Payroll Overhead	= Rp203.520.000
Plant Overhead	= Rp508.800.000
Supervision	= Rp101.760.000
Laboratorium	= Rp203.520.000
General Expense	= Rp396.794.560.327
Maintenance	= Rp17.158.381.020
Plant Supplies	= Rp2.573.757.153
Total Ra	= Rp415.988.141.348

Variable Expense (Va)	
Raw Material	= Rp2.172.673.993.839
Packaging and Shipping	= Rp310.155.625.000
Utilities	= Rp1.160.360.180
Royalty & Patent	= Rp62.031.125.000
Total Va	= Rp2.546.021.104.019
Sales (Sa)	= Rp3.101.556.250.000

Berdasarkan perhitungan didapatkan nilai sebagai berikut :

BEP = 48 %

SDP = 27,4 %

4. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Umur pabrik	= 10 Tahun
Fixed Capital	= Rp. 245.119.782.862,33
Working Capital	= Rp. 810.627.654.160,65
Salvage Value	= Rp. 24.511.972.886
Cash flow	= Rp. 198.987.488.760,37

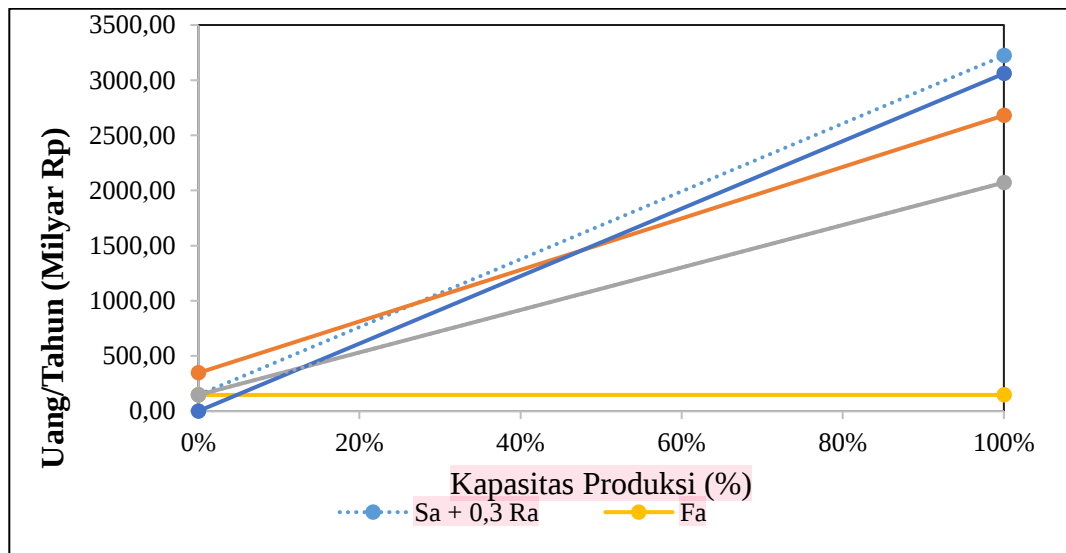
DFCR dihitung secara *trial and error* berdasarkan rumus. Hasil perhitungan DFCR tersaji pada Tabel X.9.

Tabel X.9. Trial and Error Cash Flow Rate

Nilai i	R	S	R-S
1.0000	1117768969224380	206938222098269	910830747126110
0.9000	669249571409042	137863647391004	531385924018038
0.8000	389741940581342	90510048333988	299231892247354
0.7000	220060100006593	58582167395917	161477932610677
0.6000	120019529182559	37432547466975	82586981715584
0.5000	62945499290209	23682321602305	39263177687904
0.1750	5474363272777	5474363272777	0

Maka, nilai interestnya adalah 17,50%.

Dengan *trial and error* diperoleh nilai $i = 0,1861$ atau 18,61%, dan pada 2024 nilai suku bunga berdasarkan Bank Indonesia adalah 6,25% Hubungan proses produksi berdasar kapasitas dengan keuntungan dapat ditampilkan melalui grafik pada Gambar X.2. berikut



Gambar X.2. Grafik Analisis Kelayakan ekonomi

BAB XI

KESIMPULAN

XI.1. Kesimpulan

Dengan mempertimbangkan kondisi operasi, sifat bahan baku, dan produk utama, maka Pabrik Furfuril alkohol dengan kapasitas produksi 65.000 ton/tan termasuk pabrik yang beresiko tinggi karena sifat bahan baku furfural sangat beracun. Dari evaluasi ekonomi pabrik ini, diperoleh hasil sebagai berikut:

1. *Return of Investment* (ROI)

ROI sebelum pajak = 44,88 %

ROI setelah pajak = 31,42 %

% ROI sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi minimum 44%

2. *Pay Out Time* (POT)

POT sebelum pajak = 1,89 Tahun

POT sesudah pajak = 2,54 Tahun

POT sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi maksimum 2 tahun.

3. *Break Event Point* (BEP) tercapai pada kapasitas produksi 48 %. Syarat umum BEP untuk pabrik kimia adalah 40-60 %

4. *Shut Down Point* (SDP) besarnya 27,4 %.

5. *Discount Cash Flow Rate* (DCFR) besarnya 17,50 %.

Dari hasil analisis ekonomi di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik Furfuril alkohol dengan kapasitas 65.000 ton/tahun layak dipertimbangkan untuk didirikan.

XI.2. Saran

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

1. Perancangan alat proses dipilih secara selektif untuk meminimalisir harga alat sehingga mengoptimalkan keuntungan produk juga berpengaruh pada pemilihan jenis alat.
2. Perancangan pabrik harus memperhatikan limbah yang dihasilkan. Dengan harapan limbah pabrik dapat diolah lebih baik lagi sebelum dibuang dan dapat menghasilkan pabrik yang ramah lingkungan.
3. Mengoptimalkan energi dan peralatan pabrik seperti alat utama dan penunjang sehingga dihasilkan pabrik yang efisien dengan keuntungan yang besar.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton R.D., 1955, Chemical Engineering Cost Estimation, Mc.Graw Hill Book Company, New York.
- BPS. (2012). Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia. Jakarta: Biro Pusat Statistik
- Brownell, L. E., and E. H. Young. 1979. Equipment Design. New Delhi: Wiley
- Coulson, J. M., and J. F. Richardson. 1983. Chemical Equipment Design, Vol.6. New York: John Wiley and Sons. Inc.Eastern Limited
- Dillahunty, F. G., Venne, F., & Kammerer, W. 1981. United States Patent (19). 19.
- Heilig, M. L. (1937), Process for Hydrogenating Furfural, U.S. Patent No. 2077422. 2–5, United States.
- Kern, D. Q. 1983. Process Heat Transfer. New York: Mc Graw Hill Book Co. Ltd.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F. 1999. *“Encyclopedia of Chemical Engineering Technology”*. Vol III, XV. Vol. 3. New York: John Willey and Sons Inc.
- Kirk-Othmer, & 1998. *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology Vol 17*.
- Mc Cabe, W. L. and J. C. Smith. 1996. Unit Operation of Chemical Engineering, 3rd ed. Singapore: Mc Graw Hill, Kogakusha, Ltd.
- Smith, J.M., Ness, H.C.V. 1996. *“Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics”*, 4th ed. McGraw Hill Companies Inc. New York
- Srivastava et al. (2014). *‘Optimization and Kinetic Studies on Hydrogenation of Furfural to Furfuryl Alcohol over SBA-15 Supported Bimetallic Copper–Cobalt Catalyst’*. Springer Science Business Media. New York.
- Ullman., Fritz. (2005). *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Germany.
- Yaws, C. L. (1999). *Yaws' Handbook of Thermodynamic and Physical Properties of Chemical Compounds*. New York: Mc Graw Hill Handbooks
- Yaws, C.L. 1999. *“Chemical Properties Handbook”*. McGraw-Hill Companies, Inc. United States of America.

1

LAMPIRAN A

REAKTOR

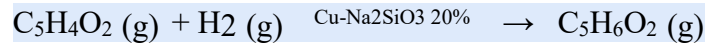
Jenis	: Reaktor <i>Fix Bed Multitube</i>
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi Furfural dan Hidrogen menjadi Furfuril alkohol 9864,720 kg/jam.
Kondisi Operasi	: Suhu = 170 °C Tekanan = 1 atm
Reaksi	: Eksotermis
Konversi	: > 99 %
Pendingin	: <i>Dowtherm A</i>
Tujuan	:

2

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung *pressure drop*
3. Menghitung berat katalis
4. Menghitung waktu tinggal katalis
5. Menentukan dimensi reaktor

1. Menentukan jenis reaktor

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor:



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

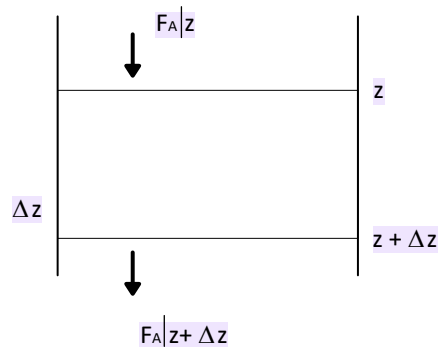
- Zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- Umur katalis 3-4 tahun
- Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- Pengendalian suhu mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*

(Hill, hal 425-431)

2. Persamaan-persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal Δz dengan konversi X. Neraca massa pada elemen volume :



Input – Output – Yang bereaksi = 0

$$F_A z - (F_A z + \Delta z) + (-r_A) \Delta v = 0$$

$$\Delta v = \frac{\pi D_i^2}{4} \epsilon \Delta Z$$

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volume

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) \frac{\pi}{4} D_i^2 \varepsilon \cdot \Delta Z = 0$$

$$\frac{F_A|_{Z+\Delta Z} - F_A|_Z}{\Delta Z} = (-r_A) \frac{\pi}{4} D_i^2 \varepsilon$$

$$\frac{-F_A}{\Delta Z} = \frac{-r_A \cdot \pi D_i^2}{4} \varepsilon$$

Dimana $F_A = -F_{AO} (1 - X_A)$

$$\Delta F_A = -F_{AO} \cdot \Delta X_A$$

$$F_{AO} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-r_A \cdot \pi D_i^2}{4} \varepsilon$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-r_A \cdot \pi D_i^2}{4 F_{AO}} \varepsilon$$

$\lim \Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{-r_A \cdot \pi D_i^2}{4 F_{AO}} \varepsilon$$

Dimana:

$$\frac{dX_A}{dz} = \text{Perubahan konversi persatuan panjang}$$

$$\varepsilon = \text{Porositas}$$

$$(-r_A) = \text{Kecepatan reaksi} = k C_A \cdot C_B$$

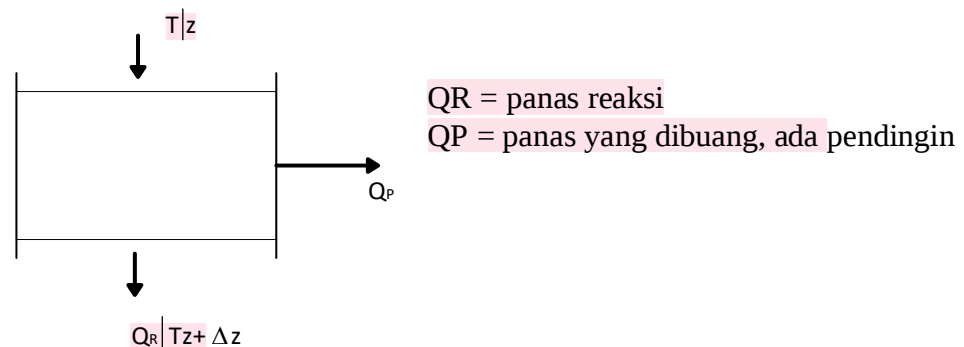
$$Z = \text{Tebal tumpukan katalis}$$

$$D_i = \text{Tiameter dalam pipa}$$

Tabel A.1. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C ₅ H ₄ O ₂	8451,0295	253,5309
H ₂ O	172,4700	172,4700
H ₂	1241,2023	1069,2072
C ₅ H ₆ O ₂		8369,4938
Total	9864,7018	9864,7018

b. Neraca panas elemen volume



Input – Output – Yang bereaksi = 0

$$\Sigma m. Cp (T|_Z - T_o) - [(\Sigma m. Cp)(T|_Z - T_o) + Q_R + Q_P]$$

$$\Sigma m. Cp (T|_Z - T|_{Z+\Delta Z}) = Q_R + Q_P$$

$$(\Sigma m. Cp)(-\Delta T) = Q_R + Q_P$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{AO} \Delta X_A$$

$$Q_P = UA (T - T_s)$$

$$A = \pi D_o \Delta Z$$

$$Q_P = U\pi D_o \Delta Z (T - T_s)$$

$$((\Sigma m. Cp))(-\Delta T) = \Delta H_R F_{AO} \Delta X_A + U\pi D_o \Delta Z (T - T_s)$$

$$(\Sigma m. Cp) \left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R F_{AO} \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U\pi D_o \Delta Z (T - T_s)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \frac{\Delta H_R F_{AO} \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U\pi D_o \Delta Z (T - T_s)}{(\Sigma m. Cp)}$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta H_R F_{AO} \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U\pi D_o \Delta Z (T - T_s)}{(\Sigma m. Cp)}$$

Dimana:

$$\frac{dT}{dz} = \text{Perubahan suhu persatuan panjang katalis}$$

$$\Delta H_R = \text{Panas reaksi}$$

$$U = \text{Overall heat transfer coefficient}$$

$$D_o = \text{Diameter luar}$$

$$T = \text{Suhu gas}$$

$$T_s = \text{Suhu penelitian}$$

$$T_s = \text{Kapasitas panas}$$

c. Neraca panas untuk pendingin

Pendingin yang dipakai adalah *Dowtherm A* yang stabil pada rentang suhu 15 – 400 °C

Komposisi Dowtherm A : - 73,5 % Diphenyl Oxyde
- 26,5 % Diphenyl

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K) dari Hydrocarbon Processing.

$$C_p = 0,11152 + 3,402 \cdot 10^{-4} T \text{ cal/g.K}$$

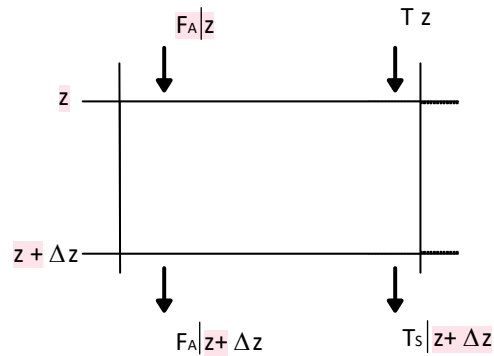
$$\rho = 1,3644 - 9,7073 \cdot 10^{-4} T \text{ gr/cm}^3$$

$$\mu = 35,5898 - 6,04212 T \text{ (gr/cm.J)}$$

$$k = 1,512 - 1,0387 \cdot 10^{-3} T \text{ cal/g.Cm.K}$$

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volume



$$mp.C_{pp}(T_s|_z - T_o) + Q_P - mp.C_{pp}(T_s|_{z+\Delta z} - T_o) = 0$$

$$mp.C_{pp}(T_s|_{z+\Delta z} - T_o) = Q_P$$

$$(T_s|_{z+\Delta z} - T_o) = \frac{U.\pi.Do.\Delta z.(T - T_s)}{(mp.C_p)p}$$

$$\frac{(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z})}{\Delta z} = -\frac{U.\pi.Do.(T - T_s)}{(m.C_p)p}$$

$$-\frac{(T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z)}{\Delta z} = -\frac{U.\pi.Do.(T - T_s)}{(m.C_p)p}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta Z} = \frac{U.\pi.Do.(T - T_s)}{(m.C_p)p}$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U.\pi.Do(T - T_s)}{(m.C_p)p}$$

d. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed bed) digunakan rumus 11.6 (chapter 11 hal 492 “ Chemical Reactor Design For Process Plants”.

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G}{\rho g D_p} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} \right] + 1,75G$$

Dimana:

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm³

ρ = Densitas gas, gr/cm³

D_p = Densitas partikel katalisator, cm

G = Gaya Gravitasi, cm/det²

ε = Porositas tumpukan katalisator

μ = Viskositas gas, gr/cm jam

3. Data-data sifat fisis bahan

a. Menentukan umpan Y_i masuk

Tabel A.2. Umpan Y_i Masuk Reaktor (R-01)

Komponen	Bmi	Massa	Mol	y_i
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	
C ₅ H ₄ O ₂	96,0850	8451,0295	87,9537	0,1233
H ₂ O	18,0150	172,4700	9,5737	0,0134
H ₂	2,0160	1241,2023	615,6758	0,8633
C ₅ H ₆ O ₂	98,1010			0
Total		9864,702	713,2031	1,0000

b. Menentukan volume gas reaktor

$$PV_g = ZnRT$$

$$Z = 0,9025$$

$$n = 198,1120 \text{ mol/s}$$

$$R = 82,05 \text{ atm.cm}^3/\text{gmol.}^\circ\text{K}$$

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

$$V_g = \frac{ZnRT}{P} = 7180010,6976 \text{ cm}^3/\text{s}$$

c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z} = \frac{(1) \times 13,8315}{82,05 \times 443,15} = 0,0003814 \text{ gr/cm}^3$$

d. Menentukan viskositas umpan

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

Tabel A.3. Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Formula	A (mikropoise)	B (mikropoise)	C (mikropoise)
C ₅ H ₄ O ₂	-17,273	0,3136	-0,00003448
H ₂ O	-36.826	0,4290	-0,000016200
H ₂	27,758	0,2120	-0,000032800
C ₅ H ₆ O ₂	-11,203	0,3025	-0,000051315

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Tabel A.4. Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Yi	η gas Mikropoise	μ _{gas}	μ _{gas}	M _{gas} lb/ft.jam
			(kg/s.m)	(kg/jam.m)	
C ₅ H ₄ O ₂	0,1233	114,9258	0,0000115	0,041373	0,000010
H ₂ O	0,0134	150,1040	0,0000150	0,054037	0,000013
H ₂	0,8633	115,2645	0,0000115	0,041495	0,000010
C ₅ H ₆ O ₂	0	112,7681	0,0000113	0,040597	0,000010
Total	1,0000	493,0624	0,0000493	0,177502	0,000043

Tabel A.5. Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor (lanjutan)

Komponen	$y_i \cdot \mu_{gas}$	$y_i \cdot \mu_{gas}$	$y_i \cdot \mu_{gas}$	η_{gas}
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam	Mikropoise
C ₅ H ₄ O ₂	0,0000014	0,005102	0,000001	14,1729
H ₂ O	0,0000002	0,000725	0,000000	2,0149
H ₂	0,0000100	0,035821	0,000009	99,5026
C ₅ H ₆ O ₂	0,0000000	0,000000	0,000000	0,0000
Total	0,0000116	0,0416485	0,0000101	115,6903782

$$\mu_{gas} = 0,000011569 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,000115690 \text{ g/cm}$$

e. Menentukan konduktivitas gas umpan

$$k_{gas} = A + B + CT^2$$

Tabel A.6. Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor

Formula	A (W/m.K)	B (W/m.K)	C (W/m.K)
C ₅ H ₄ O ₂	-0,0085	5,3869E-05	1,4154E-08
H ₂ O	0,0005	4,7093E-05	4,9551E-08
H ₂	0,0395	4,5918E-04	-6,4833E-08
C ₅ H ₆ O ₂	-0,01623	6,6130E-05	1,1295E-08

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Tabel A.7. Perhitungan Konduktivitas Umpan Reaktor

Komponen	Yi	k_{gas}	$Y_i \cdot k_{gas}$
		W/m.K	W/m.K
C ₅ H ₄ O ₂	0,1233	1,8126E-02	2,2385E-03
H ₂ O	0,0134	3,1130E-02	4,1788E-04
H ₂	0,8633	2,3026E-01	1,9878E-01
C ₅ H ₆ O ₂	0	1,5294E-02	0,0000E+00
Total	1,0000	2,9484E-01	2,0143E-01

$$\begin{aligned}
 k_{\text{campuran}} &= 0,2014 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,7252 \text{ Kj/jam.m.K} \\
 &= 0,1732 \text{ kkal/jam.m.K} \\
 &= 0,0005 \text{ kal/cm.dtk.K}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

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

Tabel A.8. Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor (R-01)

Komponen	A (J/mol.K)	B (J/mol.K)	C (J/mol.K)	D (J/mol.K)	E (J/mol.K)
C ₅ H ₄ O ₂	15,4700	0,2984	-1,9177E-05	-1,4621E-07	5,9506E-11
H ₂ O	33,9330	-0,0084	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12
H ₂	25,3990	0,0202	-3,8549E-05	3,1880E-08	-8,7585E-12
C ₅ H ₆ O ₂	-7,6960	0,5549	-4,9754E-04	2,3193E-07	-4,4815E-11

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Tabel A.9. Perhitungan Kapasitas Panas Campuran gas Reaktor

Komponen	yi	BM (kg/kmol)	Cp (joule/mol.K)	Cp (joule/mol.K)	Cp (joule/mol.K)	Cpi=yi.Cp (joule/mol.K)
C ₅ H ₄ O ₂	0,1233	96,0850	133,4885	133,4885	1,3893	0,1713
H ₂ O	0,0134	18,0150	34,6665	34,6665	1,9243	0,0258
H ₂	0,8633	2,0160	29,2072	29,2072	14,4877	12,5066
C ₅ H ₆ O ₂	0	98,1010	158,9558	158,9558	1,6203	0,0000
Total	1	214,2170	356,3180	356,3180	19,4216	12,7037

Tabel A.10. Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas

Komponen	Fi	Fi.Cpi	Cp.yi
	(kg/jam)	(Kj/jam.K)	(Kj/kmol.K)
C ₅ H ₄ O ₂	8451,0295	1447,9005	16,4621
H ₂ O	172,4700	4,4551	0,4653
H ₂	1241,2023	15523,1756	25,2132
C ₅ H ₆ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
Total	9864,7018	16975,5312	42,1407

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= 42,1407 \text{ Kj/kmol.K} \\
 &= 16975,5312 \text{ Kj/jam.K} \\
 &= 12,7037 \text{ Kj/kg.K}
 \end{aligned}$$

g. Menentukan panas reaksi

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

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

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Tabel A.11. Data Panas Reaksi Reaktor

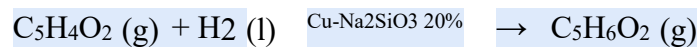
Komponen	A	B	C	D	E
	(J/mol.K)	(J/mol.K)	(J/mol.K)	(J/mol.K)	(J/mol.K)
C ₅ H ₄ O ₂	15,4700	0,2984	-1,9177E-05	-1,4621E-07	5,9506E-11
H ₂ O	33,9330	-0,0084	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12
H ₂	25,3990	0,0202	-3,8549E-05	3,1880E-08	-8,7585E-12
C ₅ H ₆ O ₂	-7,6960	0,5549	-4,9754E-04	2,3193E-07	-4,4815E-11

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Tabel A.12. Perhitungan Panas Reaksi Reaktor

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
C ₅ H ₄ O ₂	-151,04	-151040	16960,2761	16960,2761
H ₂ O	-241,80	-241800	4950,4521	4950,4521
H ₂	0,00	0	4212,5000	4212,5000
C ₅ H ₆ O ₂	-218,90	-218900	20333,0072	20333,0072
Total	-611,74	-611740	46456,24	46456,24

Dari data didapat:



$$\Delta H_{R \text{ 298}} = \Delta H_f \text{ Produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan} \quad 1 \text{ kJ/kmol} = 0,238846 \text{ kcal/mol}$$

$$= -367860 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_r = 21173 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_p = 20333 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_R = -68699,7688 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -16409,66498 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_R \text{ total} = -16409,66498 \text{ kkal/kmol}$$

$$= -68699,7688 \text{ kJ/kmol}$$

h. Data sifat katalis (Cu-Ni₂SiO₃)

Jenis : Pellet

Diameter : 0,38 cm

Density : 0,4750 gr/cm³

Bulk density : 0,2949 gr/cm³

Porositas : 0,3800

4. Diameter reaktor

a. Menentukan ukuran pipa dan jumlah tube

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

Pengaruh ratio D_p / D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu h_w/h telah diteliti oleh Colburn's (smith hal 571) yaitu :

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
h_w/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6
dipilih	$D_p/D_t = 0,15$					

(Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)

dimana:

h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

sehingga:

$D_p/D_t = 0,15$

$D_p = 0,38 \text{ cm}$

$D_t = 0,38 / 0,15 = 2,5333 \text{ cm} = 0,9973 \text{ in}$

Dari hasil perhitungan, maka dipilih ukuran pipa standar :

Ukuran Pipa (IPS)	1,00 in	2,54 cm	0,00254 m
OD	1,32 in	3,3528 cm	0,0335 m
ID	1,049 in	2,6645 cm	0,0266 m
Flow area/Pipe	0,104 in ²	0,6710 cm ²	0,00007 m ²
Schedule number	40		
Surface / lin ft	0,344 ft ² /ft		

(Kern, hal.844)

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

Dari table 11 Kern, dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Nominal pipe size = 1 in

Outside diameter = 1,32 in = 3,3528 cm

Schedule number = 40

Inside diameter = 1,049 in = 2,6645 cm

Flow area per pipe = 0,864 in²

Surface per in ft = 0,344 ft²/ft

Aliran dalam pipa turbulen dipilih $N_{Re} = 3300$

$$N_{Re} = \frac{G_g D_t}{\mu_g}$$

$$G_t = \frac{\mu_g N_{Re}}{D_t}$$

Dalam hubungan ini :

μ_g = viskositas umpan = 0,000116 g/cm.det

D_t = Diameter tube = 2,6645 cm

$$G_t = \frac{(0,000116)(3300)}{2,6645} = 0,1780 \text{ gr/cm}^2.s = 6408,7657 \text{ kg/m}^2.h$$

$$A_t = \frac{(6408,7657)(3300)}{0,1780} = 15392,5144 \text{ cm}^2$$

Luas penampang pipa

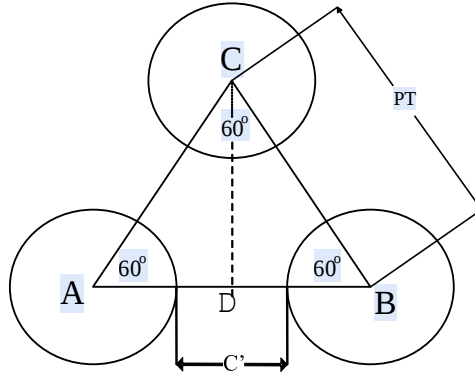
$$A_o = (\pi/4) ID^2 = (3,14/4) 1,049^2 = 5,5730 \text{ cm}^2$$

Jumlah pipa dalam reaktor

$$N_t \text{ max} = \frac{15392,514}{5,5730} = 2761,9862 \text{ buah}$$

a. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch



$$P_t = 1,25 \times O_{dt}$$

$$= 1,25 \times 1,32 \text{ in} = 1,65 \text{ in}$$

$$C' = P_T - OD$$

$$= 1,65 \text{ in} - 1,32 \text{ in} = 0,33 \text{ in}$$

$$I_{ds} = \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

$$I_{ds} = 198,7829 \text{ cm}$$

$$\text{Jadi diameter dalam reaktor} = 198,7829 \text{ cm} = 78,2610 \text{ in}$$

b. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13-1, p.254})$$

Dimana :

$$t_s = \text{tebal shell, in}$$

$$E = \text{efisiensi pengelasan}$$

$$f = \text{maksimum allowable stress bahan yang digunakan}$$

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

$$r = \text{jari-jari dalam shell, in}$$

$$C = \text{tekanan design, Psi}$$

Bahan yang digunakan Stainless steel SA.316

$$E = 0,85$$

$$f = 12650$$

$$C = 0,125$$

$$R = ID/2 = (78,2610/2) \text{ in}$$

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

$$\text{Jadi, } P = (120/100) \times P = 528 \text{ psi}$$

$$\text{Maka } t_s = \frac{(17,6400 \times 78,2610/2)}{12650 \times 0,85} + 0,125$$

$$= 0,1983 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 2 in

$$\text{Diameter luar reaktor} = ID + 2 \times t_s$$

$$= 78,2610 + (2 \times 0,1893)$$

$$= 80,2610 \text{ in}$$

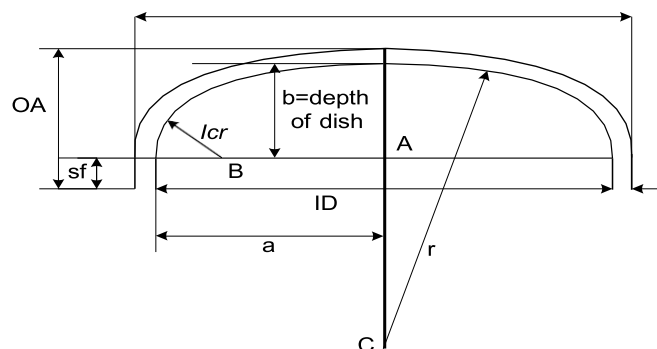
Sehingga dipilih diameter luar reaktor 180 in

5. Menghitung head reaktor

a. Menghitung tebal head reaktor

Bentuk head : Elipstical Dished Head

Bahan yang digunakan : Stainless Steel S.A.316



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head
 r = jari-jari dish
 icr = jari-jari dalam sudut ics
 b = tinggi head
 sf = straight flange
 OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$t = \frac{P \cdot Ids}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} \quad (\text{Brownell, 1979})$$

P = tekanan design, psi = 17,6400 psi
 Ids = diameter dalam reactor, in = 78,2610 in
 F = maksimum allowable stress, psi = 12650 psi
 E = efisiensi pengelasan = 0,85
 C = faktor korosi, in = 0,125

$$\text{maka th} = \frac{(17,6400 \times 78,2610 / 2)}{(2 \times 12650 \times 0,85 - 0,2 \times 17,6400)} + 0,125$$

$$= 0,1892 \text{ in}$$

dipilih tebal head reaktor standar 1 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

Ods = 180 in
 ts = 1 in
 didapat : icr = 11 in
 r = 170 in
 a = $Ids/2$ = 39,1305 in
 AB = $a - icr$ = 29,1305 in
 $inBC$ = $r - icr$ = 159 in
 AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 156,4918 in
 B = $r - AC$ = 13,5082 in

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan th 1 in didapat $sf = 1,5 - 4$ in
 perancangan digunakan $sf = 4$ in

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

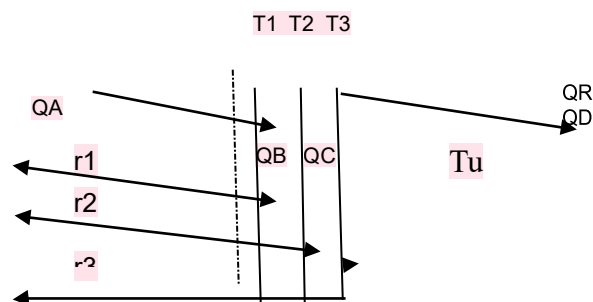
$$\begin{aligned} H_h &= t_h + b + s_f \\ &= (1 + 13,5082 + 4) \text{ in} \\ &= 18,5082 \text{ in} \\ &= 0,4701 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor total} &= \text{panjang tube} + \text{tinggi head top} \\ HR &= 202,7603 \text{ in} \\ &= 16,8967 \text{ ft} \\ &= 5,1501 \text{ m} \end{aligned}$$

6. Tebal isolasi reaktor

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



Keterangan :

- r_1 = jari-jari dalam reaktor
- r_2 = jari-jari luar reaktor
- r_3 = jari-jari isolator luar

Q_A = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

Q_B = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

Q_C = Perp. Konduksi melalui isolator

Q_D = Perp. Konveksi dari permukaan luar isolator

Q_R = Perp. Panas radiasi

T_1 = Suhu dinding dalam reaktor

T_2 = Suhu dinding luar reaktor

T_3 = Suhu isolator luar

T_u = Suhu udara luar

- Sifat-sifat fisis bahan

- bahan isolasi : asbestos, dengan sifat-sifat fisis (Kern) :

$$K_{is} = 0,17134 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

- carbon steel : $k_s = 41,1184 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

- sifat-sifat fisis udara pada suhu T_f (Holman, 1988. Daftar A-5)

$$T_f = 313$$

$$\nu = 0,000017$$

$$k = 0,027225 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$Pr = 0,70489$$

$$\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,00001906 \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,9939 \text{ m}$$

$$r_2 = 2,286 \text{ m}$$

$$L = 4,68 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_s (T_1 - T_2)}{\ln(r_3/r_2)} \quad \text{.....(a)}$$

$$Q_C = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_{is} (T_2 - T_3)}{\ln(r_3/r_2)} \quad \text{.....(b)}$$

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_C = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_4) \quad \text{.....(c)}$$

Karena $Gr_L \cdot Pr > 10^9$, sehingga :

$$Q_C = 1,31(\Delta T)^{1/3}$$

$$Gr_L = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_4) \cdot L^3}{\nu^2}$$

c. Panas radiasi

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A (T_3^4 - T_4^4)$$

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_4^4) \quad \text{.....(d)}$$

$$\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \text{ w/m}^2 \cdot \text{k}^4$$

kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial menggunakan excel dan didapat :

$$T_2 = 508,2811 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 0,1781 \text{ m}$$

Tabel A.13. Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Range Kutta 1

z (m)	x	T (K)	Ts (K)
0.00	0.0000	443.1500	343.6500
0.02	0.0036	442.7224	344.0225
0.04	0.0072	442.3011	344.3920
0.06	0.0108	441.8861	344.7586
0.08	0.0144	441.4771	345.1222
0.10	0.0180	441.0742	345.4830
0.12	0.0217	440.6773	345.8409
0.14	0.0253	440.2862	346.1960
0.16	0.0289	439.9010	346.5483
0.18	0.0325	439.5216	346.8979
0.20	0.0361	439.1479	347.2448
0.22	0.0397	438.7798	347.5889
0.24	0.0433	438.4173	347.9304
0.26	0.0469	438.0602	348.2693
0.28	0.0506	437.7086	348.6056
0.30	0.0542	437.3624	348.9393
0.32	0.0578	437.0214	349.2705
0.34	0.0614	436.6857	349.5992
0.36	0.0650	436.3552	349.9253
0.38	0.0686	436.0298	350.2491
0.40	0.0723	435.7095	350.5704
0.42	0.0759	435.3941	350.8893
0.44	0.0795	435.0837	351.2059
0.46	0.0831	434.7782	351.5201
0.48	0.0868	434.4775	351.8320
0.50	0.0904	434.1816	352.1417
0.52	0.0940	433.8904	352.4490
0.54	0.0976	433.6039	352.7541
0.56	0.1013	433.3220	353.0571
0.58	0.1049	433.0446	353.3578
0.60	0.1085	432.7718	353.6564
0.62	0.1122	432.5034	353.9529
0.64	0.1158	432.2394	354.2472
0.66	0.1194	431.9798	354.5395
0.68	0.1231	431.7245	354.8297
0.70	0.1267	431.4734	355.1178
0.72	0.1304	431.2266	355.4040
0.74	0.1340	430.9840	355.6882
0.76	0.1376	430.7454	355.9704
0.78	0.1413	430.5110	356.2506
0.80	0.1449	430.2806	356.5290

0.82	0.1486	430.0541	356.8054
0.84	0.1523	429.8317	357.0800
0.86	0.1559	429.6131	357.3527
0.88	0.1596	429.3984	357.6236
0.90	0.1632	429.1875	357.8927
0.92	0.1669	428.9804	358.1599
0.94	0.1706	428.7771	358.4254
0.96	0.1742	428.5775	358.6892
0.98	0.1779	428.3815	358.9512
1.00	0.1816	428.1891	359.2116
1.02	0.1852	428.0004	359.4702
1.04	0.1889	427.8152	359.7272
1.06	0.1926	427.6335	359.9825
1.08	0.1963	427.4553	360.2362
1.10	0.2000	427.2805	360.4882
1.12	0.2037	427.1092	360.7387
1.14	0.2073	426.9412	360.9876
1.16	0.2110	426.7766	361.2350
1.18	0.2147	426.6153	361.4808
1.20	0.2184	426.4573	361.7251
1.22	0.2221	426.3025	361.9679
1.24	0.2258	426.1509	362.2092
1.26	0.2296	426.0025	362.4491
1.28	0.2333	425.8573	362.6875
1.30	0.2370	425.7152	362.9245
1.32	0.2407	425.5762	363.1600
1.34	0.2444	425.4403	363.3942
1.36	0.2481	425.3073	363.6270
1.38	0.2519	425.1774	363.8584
1.40	0.2556	425.0505	364.0885
1.42	0.2593	424.9266	364.3172
1.44	0.2631	424.8055	364.5446
1.46	0.2668	424.6874	364.7708
1.48	0.2705	424.5721	364.9956
1.50	0.2743	424.4597	365.2192
1.52	0.2780	424.3501	365.4415
1.54	0.2818	424.2433	365.6626
1.56	0.2856	424.1393	365.8824
1.58	0.2893	424.0381	366.1011
1.60	0.2931	423.9396	366.3186
1.62	0.2969	423.8437	366.5348
1.64	0.3006	423.7506	366.7500
1.66	0.3044	423.6601	366.9639
1.68	0.3082	423.5723	367.1768

1.70	0.3120	423.4871	367.3885
1.72	0.3158	423.4045	367.5991
1.74	0.3196	423.3244	367.8086
1.76	0.3234	423.2469	368.0171
1.78	0.3272	423.1720	368.2244
1.80	0.3310	423.0996	368.4307
1.82	0.3348	423.0297	368.6360
1.84	0.3386	422.9622	368.8403
1.86	0.3424	422.8973	369.0435
1.88	0.3462	422.8347	369.2458
1.90	0.3501	422.7746	369.4470
1.92	0.3539	422.7170	369.6473
1.94	0.3577	422.6617	369.8466
1.96	0.3616	422.6088	370.0450
1.98	0.3654	422.5582	370.2424
2.00	0.3693	422.5101	370.4390
2.02	0.3732	422.4642	370.6346
2.04	0.3770	422.4207	370.8293
2.06	0.3809	422.3795	371.0231
2.08	0.3848	422.3405	371.2160
2.10	0.3886	422.3039	371.4081
2.12	0.3925	422.2695	371.5993
2.14	0.3964	422.2374	371.7897
2.16	0.4003	422.2075	371.9793
2.18	0.4042	422.1798	372.1680
2.20	0.4081	422.1544	372.3560
2.22	0.4120	422.1311	372.5431
2.24	0.4159	422.1101	372.7295
2.26	0.4199	422.0912	372.9151
2.28	0.4238	422.0746	373.0999
2.30	0.4277	422.0600	373.2840
2.32	0.4317	422.0477	373.4673
2.34	0.4356	422.0375	373.6499
2.36	0.4396	422.0294	373.8318
2.38	0.4435	422.0235	374.0130
2.40	0.4475	422.0197	374.1935
2.42	0.4515	422.0180	374.3733
2.44	0.4554	422.0184	374.5524
2.46	0.4594	422.0210	374.7309
2.48	0.4634	422.0256	374.9087
2.50	0.4674	422.0323	375.0859
2.52	0.4714	422.0411	375.2624
2.54	0.4754	422.0520	375.4384
2.56	0.4794	422.0650	375.6137

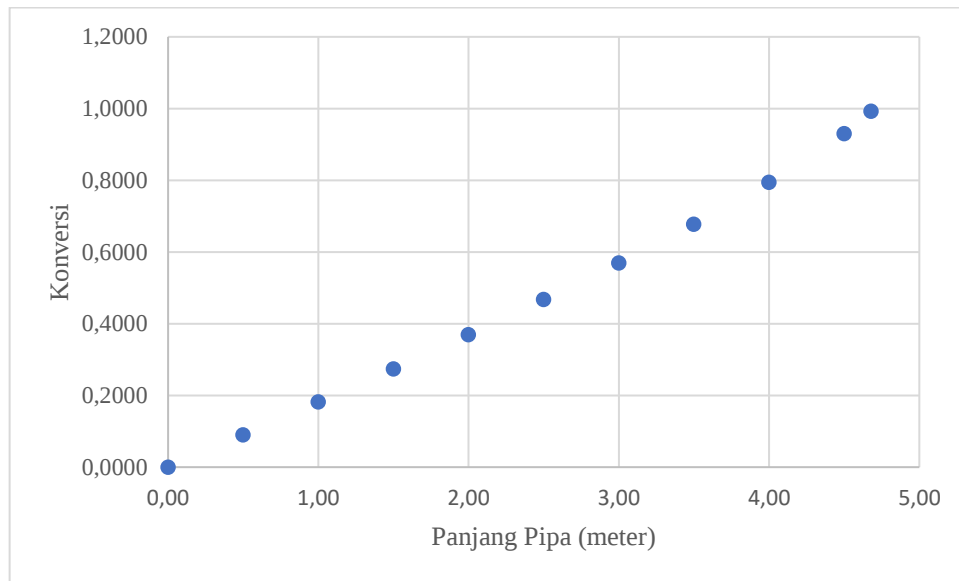
2.58	0.4835	422.0800	375.7884
2.60	0.4875	422.0971	375.9625
2.62	0.4915	422.1163	376.1360
2.64	0.4956	422.1375	376.3090
2.66	0.4996	422.1609	376.4814
2.68	0.5037	422.1862	376.6532
2.70	0.5077	422.2137	376.8245
2.72	0.5118	422.2432	376.9953
2.74	0.5159	422.2747	377.1655
2.76	0.5200	422.3084	377.3352
2.78	0.5241	422.3440	377.5044
2.80	0.5282	422.3818	377.6732
2.82	0.5323	422.4216	377.8414
2.84	0.5364	422.4635	378.0092
2.86	0.5406	422.5074	378.1765
2.88	0.5447	422.5535	378.3433
2.90	0.5488	422.6016	378.5097
2.92	0.5530	422.6518	378.6757
2.94	0.5572	422.7041	378.8412
2.96	0.5613	422.7584	379.0063
2.98	0.5655	422.8149	379.1711
3.00	0.5697	422.8735	379.3354
3.02	0.5739	422.9342	379.4993
3.04	0.5781	422.9971	379.6628
3.06	0.5823	423.0621	379.8260
3.08	0.5865	423.1292	379.9888
3.10	0.5908	423.1985	380.1513
3.12	0.5950	423.2700	380.3134
3.14	0.5993	423.3436	380.4752
3.16	0.6036	423.4195	380.6366
3.18	0.6078	423.4975	380.7978
3.20	0.6121	423.5778	380.9586
3.22	0.6164	423.6604	381.1191
3.24	0.6207	423.7452	381.2794
3.26	0.6250	423.8323	381.4394
3.28	0.6294	423.9217	381.5991
3.30	0.6337	424.0134	381.7586
3.32	0.6381	424.1075	381.9178
3.34	0.6424	424.2039	382.0768
3.36	0.6468	424.3027	382.2355
3.38	0.6512	424.4040	382.3941
3.40	0.6556	424.5077	382.5524
3.42	0.6600	424.6139	382.7106
3.44	0.6644	424.7226	382.8685

3.46	0.6689	424.8338	383.0263
3.48	0.6733	424.9477	383.1839
3.50	0.6778	425.0641	383.3414
3.52	0.6823	425.1832	383.4987
3.54	0.6868	425.3050	383.6559
3.56	0.6913	425.4295	383.8129
3.58	0.6958	425.5568	383.9699
3.60	0.7003	425.6869	384.1267
3.62	0.7049	425.8199	384.2835
3.64	0.7095	425.9559	384.4401
3.66	0.7141	426.0948	384.5967
3.68	0.7186	426.2368	384.7533
3.70	0.7233	426.3819	384.9098
3.72	0.7279	426.5301	385.0663
3.74	0.7325	426.6816	385.2228
3.76	0.7372	426.8365	385.3792
3.78	0.7419	426.9947	385.5357
3.80	0.7466	427.1564	385.6922
3.82	0.7513	427.3217	385.8487
3.84	0.7561	427.4906	386.0052
3.86	0.7608	427.6633	386.1619
3.88	0.7656	427.8399	386.3186
3.90	0.7704	428.0205	386.4753
3.92	0.7752	428.2051	386.6322
3.94	0.7801	428.3940	386.7892
3.96	0.7850	428.5873	386.9464
3.98	0.7899	428.7851	387.1037
4.00	0.7948	428.9875	387.2612
4.02	0.7997	429.1948	387.4188
4.04	0.8047	429.4071	387.5767
4.06	0.8097	429.6247	387.7348
4.08	0.8147	429.8477	387.8931
4.10	0.8198	430.0764	388.0517
4.12	0.8248	430.3109	388.2106
4.14	0.8300	430.5517	388.3698
4.16	0.8351	430.7990	388.5293
4.18	0.8403	431.0531	388.6892
4.20	0.8455	431.3144	388.8494
4.22	0.8508	431.5832	389.0101
4.24	0.8560	431.8601	389.1712
4.26	0.8614	432.1454	389.3328
4.28	0.8668	432.4398	389.4948
4.30	0.8722	432.7438	389.6574
4.32	0.8776	433.0581	389.8206

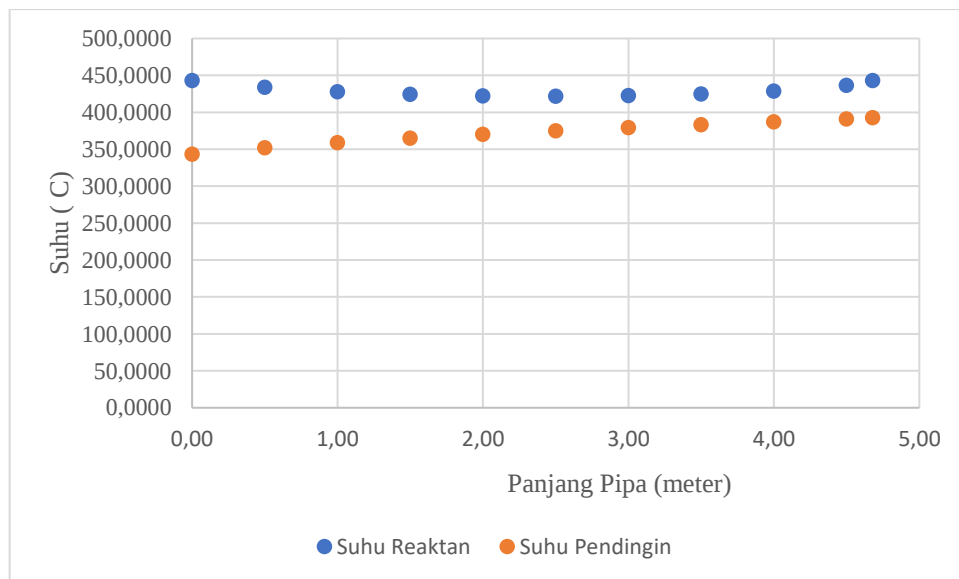
4.34	0.8832	433.3835	389.9844
4.36	0.8887	433.7208	390.1488
4.38	0.8944	434.0711	390.3140
4.40	0.9001	434.4355	390.4799
4.42	0.9058	434.8153	390.6465
4.44	0.9117	435.2122	390.8141
4.46	0.9176	435.6281	390.9826
4.48	0.9236	436.0652	391.1521
4.50	0.9297	436.5263	391.3227
4.52	0.9359	437.0150	391.4945
4.54	0.9422	437.5356	391.6676
4.56	0.9486	438.0941	391.8421
4.58	0.9552	438.6984	392.0183
4.60	0.9620	439.3595	392.1963
4.62	0.9690	440.0941	392.3764
4.64	0.9763	440.9290	392.5589
4.66	0.9839	441.9124	392.7445
4.68	0.9922	443.1500	392.9340

Resume :

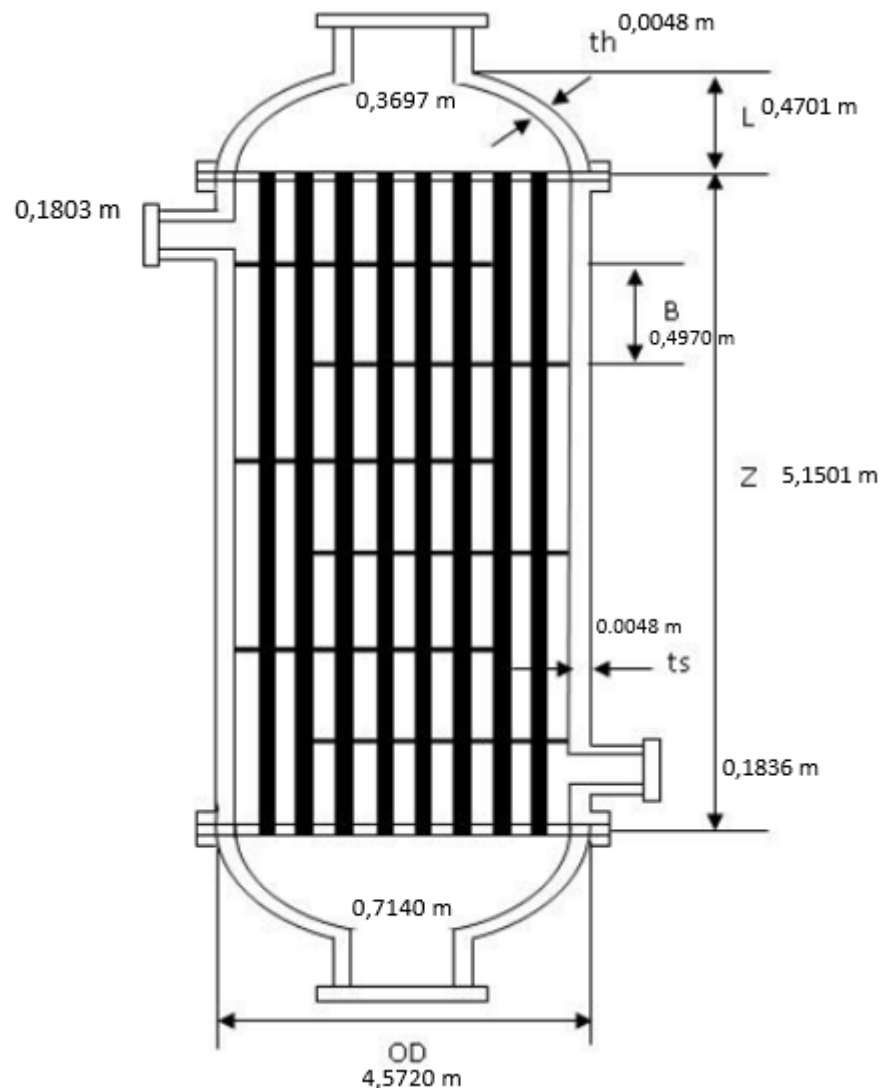
konversi (X)	=	0.9922	
suhu gas masuk (Tin)	=	443.15	K
suhu gas keluar (Tout)	=	443.15	K
Z (panjang pipa tube)	=	4.680	m
tekanan masuk (P in)	=	1.0	atm
tekanan keluar (P out)	=	1.0	atm
diameter shell (IDS)	=	198.7829	cm
suhu pendingin masuk (Ts in)	=	343.65	K
suhu pendingin keluar (Ts out)	=	392.9340	K
B (Baffle Spacing)	=	19.56525046	in



Gambar A.1. Grafik Perbandingan Panjang Pipa dengan Konversi



Gambar A.2. Grafik Perbandingan Panjang Pipa dengan Suhu Reaktan dan Suhu Pendingin



Gambar A.3. Desain Reaktor

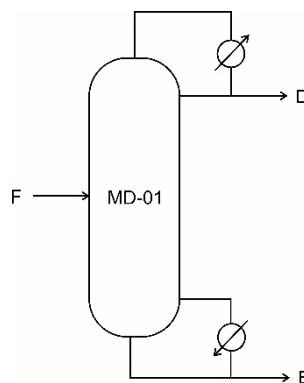
LAMPIRAN B

MENARA DISTILASI

Fungsi = Memisahkan Furfural, air dan Furfuril alkohol

Jenis = *Plate tower* dengan *sieve tray*

Gambar =



Gambar B. 1. Menara Distilasi (MD-01)

A. Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Dalam merancang distilasi ini dipilih jenis *Tray* dengan pertimbangan diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m) (Walas, 1990). Sedangkan jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan :

- Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi.
- Lebih ringan, murah karena pembuatannya lebih mudah.
- Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan.
- Kapasitas uap dan cairannya cukup besar.

B. Penentuan Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi jenis *Stainless Steel S.A 316* dengan pertimbangan karena beberapa pertimbangan :

- Umpan yang masuk ke kolom bersifat korosif
- Struktur kuat
- Harga yang terjangkau

C. Menentukan Kondisi Operasi

Langkah-langkah perhitungannya adalah sebagai berikut :

1. Menghitung kondisi operasi atas dan bawah menara distilasi.
2. Menentukan Volatilitas Rata-rata.

1. Menentukan Kondisi Operasi

Umpan dalam kondisi cair jenuh. Untuk menentukan temperatur umpan maka perlu ditrial temperatur bubble point feed pada tekanan atm. Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\log_{10}(P) = A + B/T + C \log T + DT + ET^2 \quad (\text{Yaws, 1996})$$

Keterangan :

A, B, C, D, E = konstanta

P = tekanan uap komponen (mmHg)

T = temperatur (K)

Konstanta untuk tiap-tiap komponen dapat dilihat pada tabel berikut:

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	29.8605	-3.1522E+03	-7.3037E+00	2.4247E-09	1.8090E-06
C ₅ H ₄ O ₂	32.0337	-3.4930E+03	-8.1424E+00	2.2074E-10	1.9582E-06
C ₅ H ₆ O ₂	31.4348	-3.7851E+03	-7.9113E+00	2.0812E-03	1.2964E-13

Sumber : (Chemical Properties Handbook ; Carl L Yaws)

2 1.1 Kondisi operasi Feed

Pada keadaan bubble point, $\sum y_i = \sum (K_i \times x_i) = 1$.

Dimana, y_i = fraksi mol uap

K_i = nilai hubungan fasa uap-cair

x_i = fraksi mol cair

Dengan cara trial T pada tekanan, 1,2 atm hingga $\sum y_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur bubble point feed pada tekanan 1 atm. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil seperti pada Tabel B.1 berikut.

Tabel B.1. Hasil Trial untuk Penentuan Bubble Point Feed

Komponen	Zi	Psat	Ki	Zi.Ki	Alfa
H ₂ O	0.0982	3.8000E+03	4.9999E+00	0.4908	8.9580
C ₅ H ₄ O ₂	0.0271	5.9466E+02	7.8243E-01	0.0212	1.4018
C ₅ H ₆ O ₂	0.8748	4.2420E+02	5.5815E-01	0.4883	1.0000
Total				1,0000	

Sehingga didapatkan kondisi feed sebagai berikut :

$P = 1 \text{ atm} = 760,016 \text{ mmHg}$

$T = 152,4094 \text{ } ^\circ\text{C} = 425,5594 \text{ K}$

2 1.2 Kondisi Distilat

Pada keadaan dew point, $\sum x_i = \sum (z_i/K_i) = 1$. Dengan cara trial T pada tekanan 1 atm hingga $\sum x_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur dew point distilat. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil seperti pada Tabel B.2 berikut.

Tabel B.2. Hasil Trial untuk Penentuan Dew Point Distilat

Komponen	Zi	Psat	Ki	Zi.Ki	Alfa
H ₂ O	0.7358	1990.7660	2.6194	0.2809	10.8577
C ₅ H ₄ O ₂	0.1986	291.8840	0.3840	0.5171	1.5920
C ₅ H ₆ O ₂	0.0656	183.3498	0.2412	0.2718	1.0000
Total	1,0000	Total		1,0000	

Sehingga didapatkan hasil kondisi distilat sebagai berikut :

$$P = 1 \text{ atm} = 760,016 \text{ mmHg}$$

$$T = 129,4599 \text{ }^{\circ}\text{C} = 402,6099 \text{ K}$$

1.3 Kondisi Bottom

Pada kondisi bottom, $\sum x_i = \sum (z_i \cdot K_i) = 1$. Dengan cara trial T pada tekanan 1,3 atm hingga $\sum x_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur dew point distilat. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil seperti pada Tabel berikut.

Tabel B.3. Kondisi Bottom

Komponen	Zi	Psat	Ki	Zi.Ki	Alfa
H ₂ O	0.0000	7294.7025	7.3831	0.0000	7.3845
C ₅ H ₄ O ₂	0.0007	1218.3088	1.2331	0.0008	1.2333
C ₅ H ₆ O ₂	0.9993	987.8452	0.9998	0.9992	1.0000
Total	1,0000	Total		1,0000	

Sehingga didapatkan hasil kondisi distilat sebagai berikut :

$$P = 1 \text{ atm} = 988,0208 \text{ mmHg}$$

$$T = 178,7653 \text{ }^{\circ}\text{C} = 451,9153 \text{ K}$$

1.4 Relatif Volatilitas Rata-Rata (α_{AV})

$$\alpha_{avg} = \alpha_{top} \times \alpha_{bottom}$$

Keterangan :

Avg = Volatilitas relatif rata-rata

Top = Volatilitas relatif pada distilat

Bottom= Volatilitas relatif pada bottom

Dengan menggunakan persamaan tersebut, diperoleh nilai α_{avg} sebagai berikut :

Komponen	Ki		α		
	Distilat	Bottom	Distilat	Bottom	Average
H ₂ O	2.6194	7.3831	6.8204	5.9876	1.0673
C ₅ H ₄ O ₂	0.3840	1.2331	1.0000	1.0000	1.0000
C ₅ H ₆ O ₂	0.2412	0.9998	0.6282	0.8108	0.8802
Total	3.2447	9.6160	8.4486	7.7984	2.9475

$$\begin{aligned}
 \alpha_D &= K_{lk}/K_{hk} \\
 &= 10,5577 \\
 \alpha_B &= K_{lk}/K_{hk} \\
 &= 7,3845 \\
 \alpha_{Avg} &= (\alpha_D * \alpha_B)^{0.5} \\
 &= 8,9542
 \end{aligned}$$

2 1.5 Cek Pemilihan Light Key (LK) dan Heavy Key (HK)

Adapun pemilihan komponen kunci adalah sebagai berikut :

Light key : C₅H₄O₂

Heavy key : C₅H₆O₂

Menentukan distribusi komponen. Metode Shiras:

$$\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} = \frac{(\alpha_j - 1) \times x_{LK,D} \times D}{(\alpha_{LK} - 1) \times x_{LK,F} \times F} + \frac{(\alpha_{LK} - \alpha_j) \times x_{HK,D} \times D}{(\alpha_{LK} - 1) \times x_{HK,F} \times F}$$

$$\text{Komponen i terdistribusi jika: } -0,01 \leq \left(\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} \right) \leq 1,01$$

$$\text{Komponen i tak terdistribusi jika: } \frac{x_{iD} \cdot D}{z_{iF} \cdot F} < -0,01 \text{ atau } \frac{x_{iD} \cdot D}{z_{iF} \cdot F} > 1,01$$

Tabel B.4. Hasil Perhitungan Cek Pemilihan LK dan HK

Komponen	α	F1	F2	Xid / Zif	Keterangan
H ₂ O	1.0673	0.4299	0.00000	0.4299	terdistribusi
C ₅ H ₄ O ₂	1.0000	0.0000	0.00432	0.0043	terdistribusi
C ₅ H ₆ O ₂	0.8802	-0.7656	0.01200	-0.7536	Tidak terdistribusi

2

Pengambilan *light key* dan *heavy key* tepat karena dari hasil perhitungan di atas terdistribusi

2. Menghitung Jumlah Plate Minimum (Nm)

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{ave, LK}}$$

$$N_m = 25$$

Keterangan :

N_m = Jumlah *plate* minimum

x_{LK} = Fraksi mol *Light Key*

x_{HK} = Fraksi mol *Heavy Key*

$\alpha_{average, LK}$ = Relatif volatilitas *Light Key* rata rata

3. Menentukan Refluks Minimum

Persamaan yang digunakan untuk menentukan refluks minimum adalah dengan persamaan Underwood :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 1 - q \quad (\text{Coulson, 1989})$$

Karena *feed* yang masuk adalah liquid pada boiling point, maka $q = 1$.

Substitusi persamaan menjadi :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0$$

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan Underwood :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)} = R_m + 1$$

Untuk menghitung nilai refluks minimum dicari dengan cara trial nilai θ sampai diperoleh nilai persamaan diatas sama dengan nol.

Keterangan :

α_i = Relatif volatilitas rata-rata komponen i

$x_{i,F}$, = Fraksi mol komponen i dalam feed

$x_{i,D}$, = Fraksi mol komponen i dalam distilat

R_m = Refluks minimum

R = Refluks

Nilai θ ditrial hingga,

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0$$

Nilai θ harus berada di antara nilai volatilitas relatif komponen LK dan HK.

Dengan menggunakan program solver excel maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel B.5. Hasil Trial Nilai θ

Komponen	yi	$\alpha_{i,avg}$	1-q	xd	R_m+1
H ₂ O	0.0982	1.0673	0.1574	0.7358	1.1796
C ₅ H ₄ O ₂	0.0271	1.0000	0.0452	0.1986	0.3318
C ₅ H ₆ O ₂	0.8748	0.8802	1.6084	0.0656	0.1206
Total	1.0000	2.9475	1.811	1.0000	1.6319

Nilai θ trial = 0,401

$R_{min} + 1 = 1,6319$

$R_{min} = 0,6319$

$R_m/(R_m+1) = 0,3872$

Refluks operasi optimum berkisar antara (1.2 - 1.5) kali refluks minimum (Coulson and Richardson Vol 6 4th P.496, 1983)

$$R = 1,5 R_{min}$$

$$R = 0,6319 \times 1,5$$

$$= 0,9478$$

4. Menghitung Jumlah Tray Ideal dari Persamaan Gilliland serta Jumlah Tray Actual

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,75 \left\{ 1 - \left(\frac{R - R_{min}}{R + 1} \right)^{0,566} \right\}$$

4.1. Mencari nilai N

Diketahui :

$$R/R+1 = 0,49$$

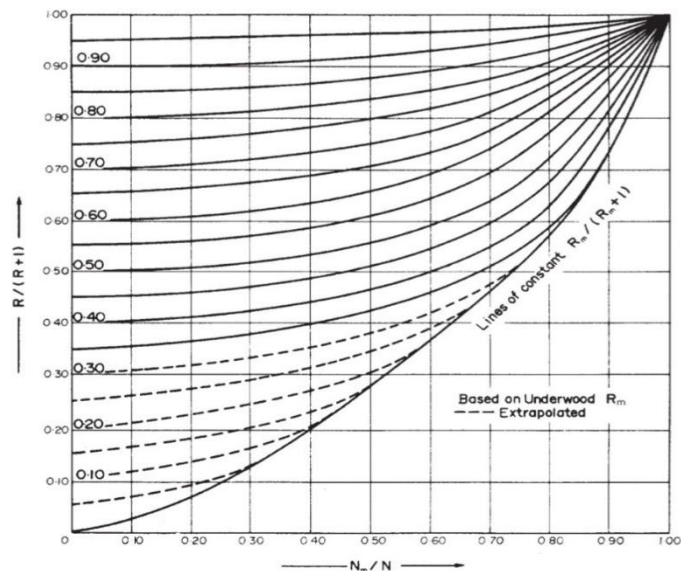


Figure 11.11. Erbar-Maddox correlation (Erbar and Maddox, 1961)

Dari grafik 11.11 (Coulson and Richardson, 1983) didapatkan nilai $N_m/N = 0,74$

Maka;

$$N = N_m / (N_{min}/N)$$

$$= 25 / 0,74$$

$$= 34,1628$$

N teoritical = 33 plate

4.2. Menghitung Efisiensi Kolom Total (Korelasi O'Connell)

Suhu kolom rata-rata

$$T_d = 129,46 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_f = 152,41 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_b = 178,77 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{avg} = 153,5449 \text{ }^{\circ}\text{C} = 426,6949 \text{ K}$$

Tabel B.6. Hasil Hitung Efisiensi Kolom Total

Komponen	Distilat			Bottom		
	Fraksi mol, X_f	viskositas, μ	$\sum x_i \mu$	Fraksi mol, X_b	viskositas, μ	$\sum x_i \mu$
H ₂ O	0.7358	0.312764562	0.230	0.0000	0.10383316	0.000
C ₅ H ₄ O ₂	0.1986	0.328561026	0.065	0.0007	0.124907956	0.000
C ₅ H ₆ O ₂	0.0656	0.17092157	0.011	0.9993	0.040454971	0.040
Total	1	1.873	0.307	1	0.475	0.041

$$\mu_a = 0,174 \text{ cp}$$

$$\alpha, \text{ avg} = 0,8802$$

$$E_o = 51-32,5 \text{ Log } (\mu_a \cdot \alpha_{Avg}) \quad (\text{Towler and Sinnott, 2008 : P.701})$$

Dengan μ_a viskositas rata-rata molar cairan, mNs/m² (dihitung dari suhu rata-rata) dan α_a volatilitas rata-rata komponen light key

Didapatkan hasil $E_o = 77,52 \%$

4.3. Jumlah Plate Actual

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,75 \left\{ 1 - \left(\frac{R - R_{min}}{R + 1} \right)^{0,566} \right\}$$

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 43 \text{ plate}$$

Jumlah plate tanpa reboiler = 42 plate

5. Menentukan Letak Umpan

Menentukan lokasi feed tray dengan persamaan Kirkbride

$$\log \left(\frac{N_r}{N_s} \right) = 0,206 \times \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right) \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \right] \quad (\text{Coulson, 1983, pers 11.62})$$

Keterangan :

B : Laju alir molar bottom (Kmol/jam)

D : Laju alir molar distilat (Kmol/jam)

(X_{LK}, X_{HK})_F : Fraksi mol light key dan heavy key di Feed

X_{LK}, B : Fraksi mol light key di bottom

X_{HK}, D : Fraksi mol heavy key di distilat

N_r : Number of stage di atas feed

N_s : Number of stage di bawah feed

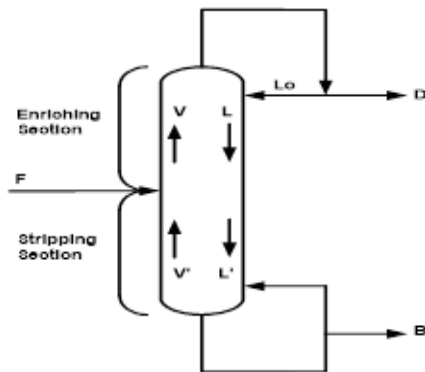
Berdasarkan persamaan tersebut diperoleh :

$$N_r / N_s = 2,566$$

$$N_r = 31$$

$$N_s = 12$$

Jumlah plate termasuk reboiler = 43 plate, sedangkan jumlah plate tanpa reboiler adalah 42 plate.



Asumsi :

Aliran cairan dan uap sepanjang menara dianggap tetap (Equimolar Overflow).

Sehingga :

$$L = L_o$$

$$L_o = R.D = 12,332 \quad \text{kmol/jam}$$

$$L' = L + F = L_o + F = 109,859 \quad \text{kmol/jam}$$

$$V = V'(L+D) = 25,342 \quad \text{kmol/jam}$$

$$V' = 25,342 \quad \text{kmol/jam}$$

6. Menentukan Dimensi Menara

Untuk coloumns yang diameternya melebihi 1 m, plate spacing (l_s) = 0,3 - 0,6 m

Diambil Plate Spacing (l_s) = 0,4 m

6.1.Menentukan Diameter Menara

Untuk menentukan diameter menara, dicari berdasarkan kecepatan uap maksimal dengan rumus sebagai berikut :

$$Uv = (-0,17lt^2 + 0,27lt - 0,047)x \left(\frac{\rho l - \rho v}{\rho v} \right)^{1/2}$$

$$Dc = \sqrt{\frac{4Vw}{\pi \rho v Uv}}$$

Dimana :

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

V_w = Kecepatan uap/cairan maksimum, m/s

Is = Plate Spacing, m

D_c = Diameter kolom, m

a. Enriching Section

$$R = 0,0821 \text{ L.atm/mol.K}$$

Tabel B.7. *Enriching Section*

Komponen	y_i	ρ (kg/m ³)	ρ camp	BM	BM campuran
H ₂ O	0.7358	816.335	600.697	18.015	13.2563
C ₅ H ₄ O ₂	0.1986	812.033	161.253	96.085	19.0804
C ₅ H ₆ O ₂	0.0656	777.588	50.990	98.101	6.4329
Total	1	3370.105	812.940		38.7696

$$\text{Densitas Cairan } (\rho_L) = 812,940 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{BM Camp} = 38,770 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas Uap } (\rho_V) &= (\text{BM camp.P})/(\text{R.T}) = 0,00117 \text{ kg/kmol} \\ &= 1,17 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan cair (L)} = R \times D = 12,332 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Kecepatan Uap (V)} = L + D = 25,342 \text{ kmol/jam}$$

$$U_v = 0,885 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} V_w &= 982,514 \text{ kg/jam} \\ &= 2,729 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_c &= 1,283 \text{ m} \\ &= 4,209 \text{ ft} \end{aligned}$$

b. Stripping Section

$$R = 0,0821 \text{ L.atm/mol.K}$$

Komponen	yi	ρ (kg/m ³)	ρ camp	BM	BM campuran
H ₂ O	0.0000	631.5866	0.0000	18.0150	0.0000
C ₅ H ₄ O ₂	0.0007	650.0244	0.4231	96.0850	0.0625
C ₅ H ₆ O ₂	0.9993	354.6000	354.3692	98.1010	98.0371
Total	1.0000	2452.9782	354.7923		98.0997

$$\text{Densitas Cairan } (\rho_L) = 354,729 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{BM Camp} = 98,100 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Densitas Uap } (\rho_V) = (\text{BM camp.P})/(\text{R.T}) = 0,0034 \text{ kg/kmol}$$

$$= 3,4391 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Kecepatan cair (L)} = R \times D = 164,626 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Kecepatan Uap (V)} = L + D = 80,109 \text{ kmol/jam}$$

$$U_v = 0,637 \text{ m/s}$$

$$V_w = 16149,774 \text{ kg/jam}$$

$$= 44,860 \text{ kg/s}$$

$$D_c = 1,9197 \text{ m}$$

$$= 6,298 \text{ ft}$$

6.2.Perancangan Plate

a. Panjang weir

Panjang weir (w) merupakan fungsi A_d/A_c yang telah digrafikkan

Untuk, $A_d = 0,12A_c$, didapatkan $lw/D_c = 0,78$ (Fig 11.33, Towler and sinnot)

Parameter	Enriching Section		Stripping Section	
1. Diameter coloumn	1,238	m	0,8497	m
2. Luas penampang coloumn ($A_c = \pi \cdot r^2$)	1,292	m ²	0,5668	m ²
3. Luas downcomer ($A_d = 0,12A_c$)	0,155	m ²	0,0680	m ²
4. Luas net area ($A_n = A_c - A_d$)	1,137	m ²	0,4987	m ²
5. Luas active area ($A_a = A_c - 2 \cdot A_d$)	0,982	m ²	0,4307	m ²
6. Luas hole area ($A_h = 0,1 A_a$)	0,098	m ²	0,8497	m ²

Dalam perancangan dipilih :

$$\begin{aligned}
 \text{Take weir height (hw)} &= 50 \text{ mm} &= 0,05 \text{ m} \\
 \text{Hole diameter (Dh)} &= 5 \text{ mm} &= 0,005 \text{ m} \\
 \text{Plate thickness/tebal plate} &= 5 \text{ mm} &= 0,005 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(Towler and sinnot, 2008 ;P.725)

b. Check Weeping

Enriching Section

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan uap (v)} &= (R+1) \times D = 982,514 \text{ kg/jam} \\
 \text{Kecepatan cair (L)} &= R \times D = 478,104 \text{ kg/jam} \\
 \text{Max Lw} &= 0,133 \text{ kg/s} \\
 \text{Turn down rate diambil} &= 0,6
 \end{aligned}$$

(Coulson, p. 569)

How = West Crost, mm cairan

$$\begin{aligned}
 \text{Max How} &= 750 \left(\frac{L_w}{\rho l L_w} \right)^{2/3} = 2,240 \text{ mm Liq} \\
 &= \text{Min Lw} = 1,344 \text{ mm Liq}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Min how} &= 750 \left(\frac{L_w}{\rho l L_w} \right)^{2/3} = 10,482 \text{ mm Liq} \\
 &= \text{Min how} + H_w = 60,482 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

Dari fig 11.30 diperoleh $K_2 = 30,2$

$$U_h \text{ min} = \frac{[K_2 - 0,90 \cdot (25,4 - dh)]}{(\rho v)^{0,5}} = 10,929 \text{ m/s}$$

Kecepatan fase uap

$$\begin{aligned} Q_v &= (V. \text{ BM vapour}) / \rho_v \\ &= 837,163 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,233 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Kecepatan uap minimum

$$\begin{aligned} V_h &= (0.8 Q_v) / A_h \\ &= 1,894 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Stripping Section

$$\text{Kecepatan uap (v)} = (R+B) = 7858,689 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kecepatan cair (L)} = v + B = 16149,774 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Max } L_w = 4,486 \text{ kg/s}$$

$$\text{Turn down rate diambil} = 0,7$$

How = West Crost, mm cairan

$$\begin{aligned} \text{Max How} &= 750 \left(\frac{L_w}{\rho_l L_w} \right)^{2/3} = 31.101 \text{ mm Liq} \\ &= \text{Min } L_w = 21,770 \text{ mm Liq} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Min how} &= 750 \left(\frac{L_w}{\rho_l L_w} \right)^{2/3} = 88,146 \text{ mm Liq} \\ &= \text{Min how} + H_w = 71,770 \text{ mm} \end{aligned}$$

Dari fig 11.30 diperoleh $K_2 = 30$

$$U_{h \text{ min}} = \frac{[K_2 - 0,90.(25,4 - dh)]}{(\rho v)^{0,5}} = 3,853 \text{ m/s}$$

Kecepatan fase uap

$$\begin{aligned} Q_v &= (V. \text{ BM vapour}) / \rho_v \\ &= 2285,107 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,635 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

c. Plate Pressure Drop

Persamaan untuk menghitung plate pressure drop adalah :

$$\text{Dry plate drop (hd)} = 51 \cdot \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho v}{\rho l} \right)$$

Dengan :

U_h : kecepatan uap melalui hole, m/s

C_o : Koefisien discharge sieve plate, C_o merupakan fungsi tebal plate di hole dan perbandingan area hole serta active area.

Enriching Section

Maksimum vapour velocity through hole ($\hat{u}_h$) :

$$\hat{U}_h = \frac{Q_{v,b}}{A_h}$$

$$= 2,3608 \text{ m/s}$$

Hole diameter / Tebal plate = 1

Dari Fig. 11.34, J M. Coulson ed.6 diperoleh :

$$(A_h/A_a) \times 100 = 10$$

Didapatkan nilai orifice coefficient (C_o) = 0,84

$$\text{Dry plate drop (hd)} = 51 \cdot \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho v}{\rho l} \right) = 0,585 \text{ mm liquid}$$

Menghitung residual head

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L}$$

$$= 15,376 \text{ mm Liquid}$$

Keterangan :

h_r = (mm)

ρ_L = densitas liquid bagian bottom (kg/m^3)

Menghitung Total Plate Pressure Drop $h_T = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$

$$h_T = 68,202 \text{ mm liquid}$$

Keterangan :

H_r = residual head (mm)

h_d = dry plate drop (mm) h_w = tinggi weir (mm)

h_{ow} = tinggi weir liquid (mm cairan)

h_T = total plate pressure drop (mm liquid)

Stripping Section

Dengan cara perhitunga yang sama, didapatkan hasil sebagai berikut :

U_h = 2,887 m/s

h_d = 2,023 mm Liquid

h_r = 35,232 mm Liquid

H_t = 68,405 mm Liquid

Total Pressure Drop

Dipilih nilai h_t yang paling besar yaitu dari Enriching Section

H_t = 69,202 mm Liquid

$\Delta P_t = 9,81 \cdot 10^{-3} \cdot h_t \cdot \rho_L$

= 544 Pa

= 0,005 atm

d. Menentukan Jumlah Hole

$$\text{Luas satuan hole} = \frac{\pi}{4} \cdot (d_h^2) = 1,96 \times 10^{-5}$$

Jumlah hole bawah, $A_h/\text{luas satuan hole} = 11203,21$

Jumlah hole atas, $A_h/\text{luas satuan hole} = 5004,263$

6.3. Down Liquid Back

a. Downcomer pressure loss (hap)

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_w}{\rho_L \cdot A_{ap}} \right]^2$$

$$h_b = (h_{ow} + h_w) + h_t + h_{dc} \quad \dots\dots\dots (\text{Coulson and Richardson, 1986})$$

dengan :

hap = tinggi ujung *apron* dari *plate*, mm

hw = tinggi *weir*, mm

Aap = luas permukaan *clearance* di bawah *downcomer*, m²

Lw = kecepatan massa cairan, kg/s

ρL = rapat massa cairan, kg/m³

hdc = *head* yang hilang di *downcomer*, mm liquid

hw = tinggi *weir*, mm liquid

how = tinggi cairan di atas *weir*, mm liquid

ht = *plate pressure drop*, mm liquid

Enriching Section

hap = 40 mm cairan

Aap = hap x lw = 0,040 m²

hdc = 0,4095 mm liq

hb = 77,851 mm liq

hb = 0,078 m

$$\frac{1}{2} (lt + hw) = 0,700 \text{ m}$$

$$hb < \frac{1}{2} (lt + hw), \text{ telah terpenuhi}$$

Stripping Section

$$\begin{aligned}
 \text{hap} &= 40 \text{ mm cairan} \\
 A_{ap} &= \text{hap} \times l_w = 0,060 \text{ m}^2 \\
 h_{dc} &= 35,044 \text{ mm liq} \\
 h_b &= 116,144 \text{ mm liq} \\
 h_b &= 0,116 \text{ m} \\
 \frac{1}{2} (l_t + h_w) &= 0,949 \text{ m} \\
 h_b &< \frac{1}{2} (l_t + h_w), \text{ telah terpenuhi}
 \end{aligned}$$

b. Check Residence Time

Downcomer residence time perlu dihitung untuk menghindari terbawanya cairan yang berisi udara melalui downcomer. Persamaan yang digunakan untuk menghitung downcomer residence time adalah sebagai berikut :

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho_L}{L_w} \dots\dots\dots (\text{Coulson and Richardson, 1986})$$

Dengan :

$$\begin{aligned}
 t_r &= \text{downcomer residence time, s} \\
 A_d &= \text{luas permukaan downcomer, m}^2 \\
 h_b &= \text{clear liquid back-up, m} \\
 \rho_L &= \text{rapat massa cairan, kg/m}^3 \\
 L_w &= \text{kecepatan massa cairan, kg/s}
 \end{aligned}$$

Jika $t_r > 3$ detik, maka tidak terjadi gelembung udara pada cairan yang masuk melalui

Downcomer

Enriching Section

Tr = 73,896 detik

Stripping Section

Tr = 3,189 detik

Berdasarkan buku Kister, H,Z,, 1991, Distillation Operations, Mc Graw Hill, New York, p,93, Tabel 4.1. waktu tinggal yang sesuai adalah 2 menit atau 120 detik.

c. Maximum Vapour Velocity

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

(Coulson, pers 11.82 p.568)

Dimana :

Lw = Kec aliran cairan kg/s

Vw = Kec aliran uap kg/s

Flv = Faktor aliran cairan uap

$$u_f = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

Dimana :

uf = Kec flooding uap m/s

k = Konstanta yg merupakan fungsi Flv dan Lt

• Enriching Section

Flv = 0,005 Liq Vapour Factor

Dari fig 11.27 coulson untuk tray spacing 0.45 maka K1 = 0,06

Karena maximal superficial velocity terjadi pada keadaan flooding maka :

Uf = 1,578 m/s

Agar tidak terjadi flooding superficial velocity 85%

$$U_f = 1,341 \text{ m/s}$$

- **Stripping Section**

$$Fl_v = 0,056 \text{ Liq Vapour Factor}$$

Dari fig 11.27 coulson untuk tray spacing 0.45 maka $K_1 = 0,06$

Karena maximal superficial velocity terjadi pada keadaan flooding maka :

$$U_f = 0,606 \text{ m/s}$$

Agar tidak terjadi flooding superficial velocity 85%

$$U_f = 0,515 \text{ m/s}$$

d. Check Entertainment

Entertainment dihitung dari % flooding, dengan persamaan :

$$\% \text{ flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100\% \dots\dots\dots (\text{Coulson and Richardson, 1986})$$

dengan : u_v = kecepatan uap aktual, m/s

u_f = kecepatan uap perancangan, m/s

Berdasarkan fig. 11.29, Coulson, 1986, dapat dilihat *fractional entrainment*, jika $\psi < 0,1$, maka tidak terjadi *entrainment*.

- **Enriching Section**

$$\% \text{ flooding} = 1,296 \%$$

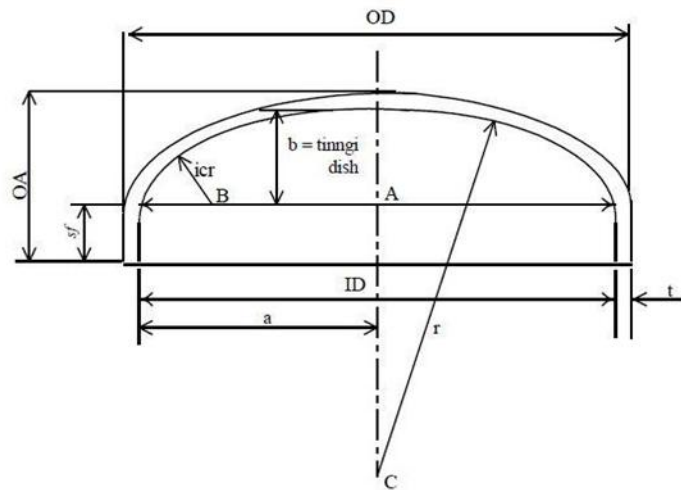
Dari fig. 11.29 diperoleh nilai $\psi = 0,0015 < 0,1$, maka tidak terjadi *entrainment*.

- **Stripping Section**

$$\% \text{ flooding} = 41,113 \%$$

Dari fig. 11.29 diperoleh nilai $\psi = 0,0017 < 0,1$, maka tidak terjadi *entrainment*.

6.4. Menentukan Tebal Dinding Menara



Gambar B.2. *Torispherical flanged and dished head*

th	= Tebal head (in)
icr	= Inside corner radius (in)
r	= Radius of dish (in)
sf	= Straight flange (in)
OD	= Diameter luar (in)
ID	= Diameter dalam (in)
b	= Depth of dish (in)
OA	= Tinggi Head (in)

a. Menentukan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang digunakan adalah Stainless Steel S.A.316

Dengan pertimbangan :

- Umpan yang masuk ke kolom bersifat korosif
- Struktur kuat
- Harga yang terjangkau

b. Menentukan tebal shell (ts)

Data perhitungan :

P operasi = 1 atm

P design = 1,2 x P operasi = 1,2 atm = 17,635 psi

Material = stainless steel SA

f = 13.750 psi (Brownell and Young, 1959)

c = 0,125 in (Brownell and Young, 1959)

E = 0,85 (Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2)

D = 52,512 in

r = 25,22563 in

$$t = \frac{Pr_i}{f.E - 0,6.P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, pers. 13.11})$$

Ts = 0,1277

digunakan Digunakan tebal standar untuk shell 1/4 in.

Keterangan :

ts = Tebal shell (in)

P = Tekanan operasi (psi)

f = Allowable stress (psi)

ri = Jari-jari shell (in)

E = Efisiensi pengelasan

c = Faktor korosi (in)

Maka, koreksi OD adalah :

OD = ID + 2 x t shell standar

OD = 51,0126 in

OD = 54 in

Koreksi ID adalah :

ID = OD standar - 2 x t shell standar

ID = 53,5000 in

c. Menghitung Tebal Head

Bentuk Head : Elliptical Dished Head

$$Th = \left(\frac{P \cdot r \cdot C \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} \right) + C = 0,1699 \text{ in}$$

Diambil Th standar yaitu $\frac{1}{4}$ in

6.5. Menghitung Tinggi Menara

a. Menghitung Tinggi Head

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

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ AB &= \frac{ID}{2} - (icr) \\ BC &= r - (icr) \\ AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ OA &= t + b + sf \end{aligned}$$

(Brownell and Young, 1959)

Dengan nilai OD standar 54 in (Tabel 5.7, Brownell and Young, 1959 : 91)

$$r = 54 \text{ in}$$

$$icr = 3,25 \text{ in}$$

Dengan menggunakan persamaan yang ada, didapatkan hasil sebagai berikut :

a	=	26,7500	in
AB	=	23,5000	in
BC	=	50,7500	in
AC	=	9,0188	in
b	=	44,9812	
tinggi head	=	47,2312	in
(OA)	=	1,1997	m

b. Menghitung Total Tinggi Menara

$$\text{Volume head bottom} = 0.000076 \text{ ID}^3$$

$$= 2,8452 \text{ in}^3$$

$$= 0,0047 \text{ m}^3$$

$$Q \text{ bottom} = Q / t_r = 0,003 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\theta = 72,607 \text{ s}$$

$$\text{Vol cairan} = Q / t_r = 0,241 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi Cairan} = (\text{Vol cairan} - \text{Vol head}) / A_c$$

$$= 0,1702 \text{ m}$$

$$\text{Tray spacing (Ts)} = 0,3 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi kolom} = (N_{act} - 1) T_s = 10,20 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Ruang kosong diatas plate pertama} &= 5\% \cdot \text{tinggi kolom} \\ &= 0,510 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Ruang kosong dibawah plate terakhir} = 10\% \text{ tinggi kolom}$$

$$= 1,020 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi menara} = 11,7300 \text{ m}$$

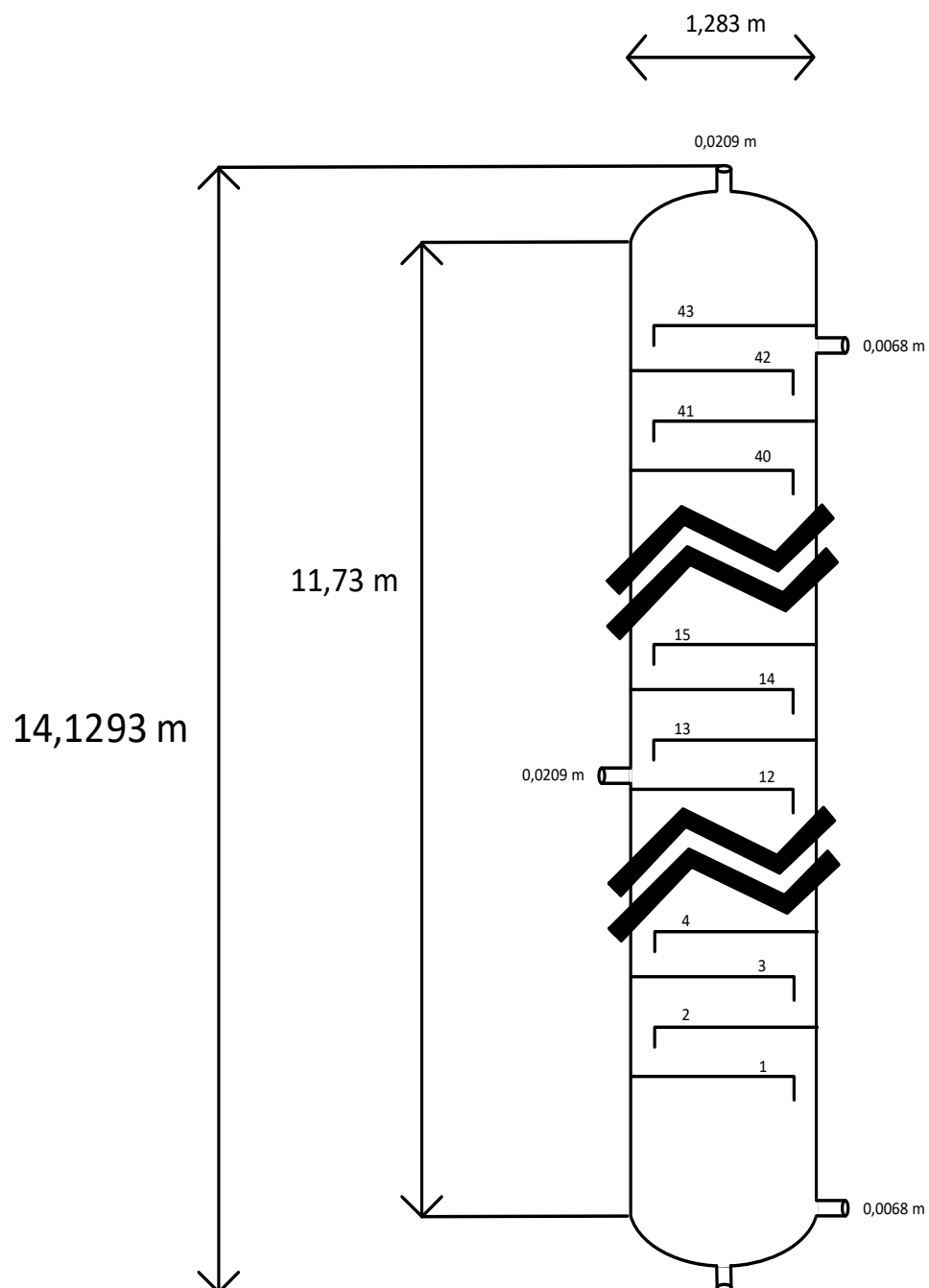
$$H_h \text{ top} + H_h \text{ bottom} = 94,4625 \text{ in}$$

$$= 2,3993 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total menara} = 14,1293 \text{ m}$$

(untuk elliptical dished head range tinggi menara: 6 - 60 m)

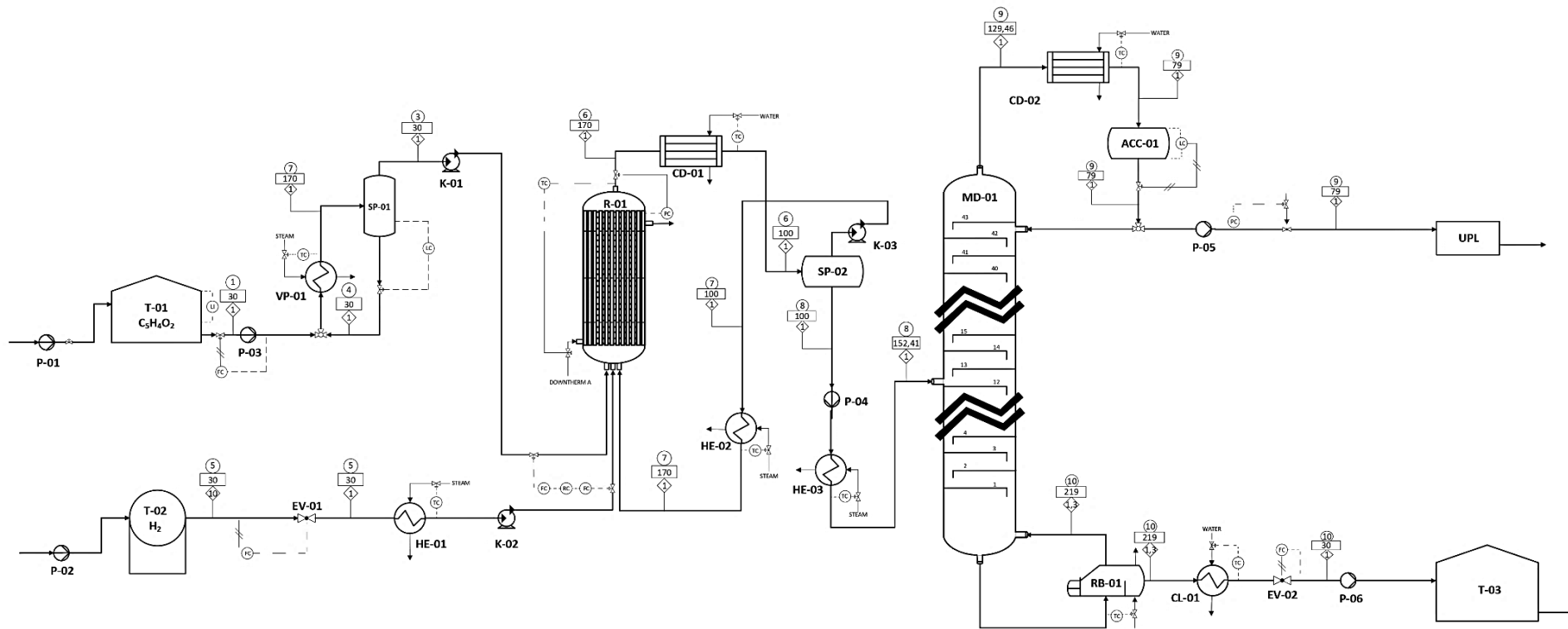
Berdasarkan rancangan perhitungan diatas, diperoleh diagram menara distilasi sebagai berikut :



Gambar B.3. Desain Menara Distilasi

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK FURFURIL ALKOHOL DARI FURFURAL DAN HIDROGEN DENGAN KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (Kg/Jam)									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
H ₂	-	-	-	-	171,9952	1069,2072	1069,2072	-	-	-
H ₂ O	172,4700	215,5875	172,4700	43,1175	-	172,4700	-	172,4700	172,4700	-
C ₅ H ₄ O ₂	8451,0295	10563,7868	8451,9537	2112,7574	-	253,5309	-	253,5309	248,2448	5,2861
C ₅ H ₆ O ₂	-	-	-	-	-	8369,4938	-	8369,4938	83,6949	8285,7988
Water	172,4700	215,5875	172,4700	43,1175	-	172,4700	-	172,4700	172,4700	-
Steam	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

SIMBOL	KETERANGAN
VP	VAPORIZER
SP	SEPARATOR
CD	CONDENSER
R	REAKTOR
MD	MENARA DISTILASI
ACC	ACCUMULATOR
RB	REBOILER
CL	COOLER
HE	HEAT EXCHANGER
P	POMPA
K	KOMPRESOR
EV	EXPANSION VALVE
T	TANGKI

Simbol	Keterangan
(LI)	Level Indicator
(LC)	Level Control
(PC)	Pressure Control
(RC)	Ratio Control
(TC)	Temperature Control
(FC)	Flow Control
○	Nomor Arus
◇	Tekanan (atm)
□	Suhu (°C)
---	Electric Connection
---	Pipping
---	Udara Tekanan
⋈	Control Valve



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK FURFURIL ALKOHOL
DARI FURFURAL DAN HIDROGEN DENGAN
KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh :
Mustafa Shidiq (2000020066)
Danendra Dzulfikar Kusuma (2000020084)

Dosen Pembimbing :
Prof. Dr. Ir. Zahrul Mufrodi, S.T., M.T., IPM.

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN
YOGYAKARTA
2024

Submission ID trn:oid::1:3133739338