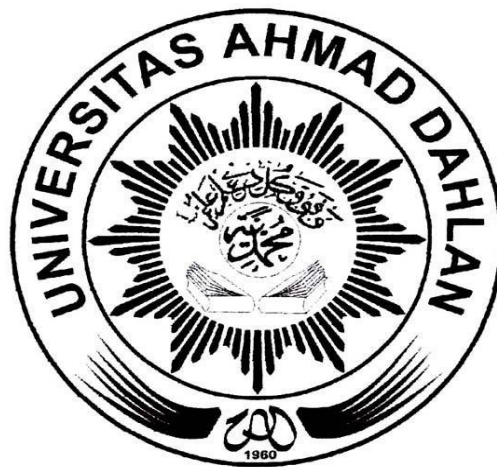


**PRARANCANGAN PABRIK *PENTAERYTHRITOL* DARI
FORMALDEHYDE DAN *ACETALDEHYDE*
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

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



Disusun Oleh :

Dedi Haryanto (2000020013)

M. Riyan Firmansyah (2000020027)

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

2024

HALAMAN PERSETUJUAN

SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK PENTAERITRITOL DARI
FORMALDEHIDA DAN ASETALDEHIDA
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh:

Dedi Haryanto (2000020013)

M. Riyan Firmansyah (2000020027)

Telah disetujui oleh

Dosen pembimbing skripsi Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan

Dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk mendapat gelar sarjana.

Dosen Pembimbing



(Agus Aktawan, S.T., M.Eng.)

NIPM. 198/08092015081111204576

HALAMAN PENGESAHAN

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK PENTAERITRITOL DARI
FORMALDEHIDA DAN ASETALDEHIDA
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

Disusun oleh:

Dedi Haryanto (2000020013)

M. Riyan Firmansyah (2000020027)

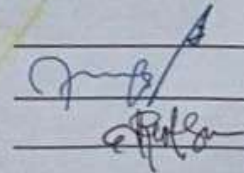
Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji
Pada tanggal 21 Maret 2024 dan dinyatakan telah memenuhi syarat

Susunan Dewan Penguji:

Ketua : Agus Aktawan, S.T., M.Eng.

Anggota : 1. Dr. Endah Sulistiawati, S.T., M.T.

2. Rachma Tia Evitasari, S.T., M.Eng.



Yogyakarta, 22 Maret 2024

Dekan Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan



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

NIPM. 196608121996010110784324

PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : 1. Dedi Haryanto (2000020013)

2. M. Riyan Firmansyah (2000020027)

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa Skripsi yang kami tulis ini dengan judul “Prarancangan Pabrik *Pentaerythritol* Dari *Formaldehyde* dan *Acetaldehyde* Kapasitas 15.000 Ton/Tahun” benar-benar merupakan hasil karya sendiri, bukan merupakan pengambilan tulisan atau pikiran orang lain yang kami akui sebagai hasil tulisan atau pikiran kami sendiri.

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

Yogyakarta, 15 Maret 2024

Yang membuat pernyataan



(Dedi Haryanto)



(M. Riyan Firmansyah)

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya kepada kita semua, tak lupa sholawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada Nabi besar kita Muhammad SAW. Berkat rahmat dan karunia-Nya penyusun dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul **“Prarancangan Pabrik Pentaeritritol dari Formaldehida dan Asetaldehida dengan Kapasitas 15.000 Ton/Tahun”**.

Tugas akhir prarancangan pabrik ini disusun untuk melengkapi salah satu syarat guna memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia S1 pada Fakultas Teknologi Industri, Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta. Dalam penyusunan naskah ini penyusun banyak sekali mendapatkan bantuan dari berbagai pihak baik yang secara langsung maupun tidak langsung maupun tidak langsung. Dalam kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Prof. Dr. Muchlas Arkanuddin, M.T. selaku Rektor Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
2. Ibu Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
3. Bapak Agus Aktawan, S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia S1 Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
4. Bapak Agus Aktawan, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing kami atas bimbingan, saran, maupun motivasinya.
5. Orangtua, saudara, serta seluruh keluarga tercinta atas doa, semangat, dan dukungannya.
6. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2020 yang telah memberikan dukungan dan bantuan.
7. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah membantu baik secara moril maupun materil.

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

HAL PERSEMBAHAN

PENULIS 1

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

Diri saya sendiri yang mampu bertahan dan melewati segala hal yang baik maupun yang kurang baik terjadi semasa kuliah. Semoga dimasa depannya saya bisa menjadi lebih kuat dan bisa melewati dan dapat bertahan terhadap masalah yang akan terjadi masa depan untuk orang-orang yang saya cintai.

Kedua orang tua saya, Ayahanda, ibunda, dan kedua kakak saya yang selalu memberikan doa, motivasi, dan dukungan yang tak terhitung jumlahnya serta orang tua yang telah melahirkan, menjaga dan merawat saya dengan penuh kasih sayang.

Kepada Bapak Agus Aktawan, S.T., M.Eng., saya juga ingin mengucapkan terimakasih yang sebesar-besarnya atas bimbingan, dukungan, motivasi dan kesabaran serta bantuannya dalam menyelesaikan skripsi ini. Dosen-dosen Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan yang telah memberikan ilmu yang bermanfaat selama di bangku perkuliahan. Semoga segala kebaikan Bapak dan Ibu menjadi amal jariyah. Aamiin Ya Allah.

M. Riyan Firmansyah selaku partner saya sejak Penelitian hingga menyelesaikan tugas akhir ini. Terima kasih telah memilih saya menjadi partner, dan segala semangat, bantuan, pantang menyerah, dan kesabarannya dalam menyelesaikan masa studi ini.

Kepada seorang Perempuan bernama Dila yang saya temui pada masa perkuliahan ini, saya ingin mengucapkan terima kasih banyak karena telah menjadi support system saya dan mau mendengarkan semua keluhan saya. Semoga kita selalu Bersama dan berjodoh jika Allah mengizinkan. Aamiin Ya Allah...

Amal, Alliya, Annis, Ahyar, Azhar, Aditya, Bagas, Faiq, Hasna, Riyan, Syahrul, Sekar, Trias, Uswatun, teman-teman saya yang menemani saya jalan-jalan dan tempat saya bercerita untuk sekadar melepas penat selama mengerjakan tugas akhir ini. Terima kasih atas support dan bantuannya. Semoga kita bisa sama-sama menjadi orang yang sukses di masa depan.

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

PENULIS 2

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

Yang pertama adalah diri saya sendiri yang sudah mampu bertahan dari awal masuk kuliah sampai mampu menyelesaikan skripsi ini. Selain itu, saya tidak bisa menyelesaikan skripsi tanpa adanya dukungan dari orang tua saya karena berkat doa, cinta, dan kasih sayang mereka kepada saya yang membuat saya bertahan sampai saat ini. Terima kasih mamah, ayah, mbah uti, dan saudara-saudara saya.

Kepada Bapak Agus Aktawan, S.T., M.Eng., saya juga ingin mengucapkan terimakasih yang sebesar-besarnya atas bimbingan, dukungan, motivasi dan kesabaran serta bantuannya dalam menyelesaikan skripsi ini. Dosen-dosen Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan yang telah memberikan ilmu yang bermanfaat selama di bangku perkuliahan. Semoga segala kebaikan Bapak dan Ibu menjadi amal jariyah. Aamiin Ya Allah...

Kepada Dedi Haryanto, selaku sahabat sekaligus partner saya yang sama-sama berjuang dari awal kuliah, penelitian, kerja praktek, hingga mengerjakan skripsi ini. Terima kasih telah memilih saya untuk menjadi partner dan bertahan sampai saat ini. Dengan segala bantuan dan semangatnya, terima kasih telah berjuang bersama saya dan tidak menyerah dalam menyelesaikan skripsi ini.

Kepada sahabat-sahabat saya, Annis, Amal, Azhar, Ahyar, Trias, Syahrul, Aditya, Sekar, Atun, Rakha, Firman, temna-teman IMM, dan masih banyak lagi, saya ingin mengucapkan terima kasih juga karena sudah menjadi teman yang selalu menjadi teman liburan dan bercanda bersama dalam melepas penat mengerjakan skripsi ini. Terima kasih juga karena sudah membuat saya nyaman bersama kalian dan telah memberikan segala support dan bantuannya kepada saya. Semoga kita semua bisa sukses dan persahabatan ini tidak pernah berakhir sampai nanti dan kita bisa berjumpa kembali.

Kepada seorang Perempuan yang saya temui pada KKN kemarin, saya ingin mengucapkan terima kasih karena telah menjadi support system saya dan mau mendengarkan semua keluh kesah saya. Semoga kita selalu Bersama dan berjodoh jika Allah mengizinkan. Aamiin Ya Allah...

Selain itu semua pihak yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu, terima kasih atas segala bantuan, motivasi saya ucapkan terimakasih. Semoga Allah melimpahkan rahmat-Nya pada kalian semua, Aamiin Ya Allah

HALAMAN MOTTO

PENULIS 1

“Satu-satunya Batasan realisasi kita akan hari esok adalah keraguan kita akan hari ini”

(Franklin D. Roosevelt)

“Warisan, cita-cita, takdir, waktu dan impian manusia merupakan hal yang tidak bisa dihentikan, selama manusia masih terus mencari makna kebebasan mereka tidak akan pernah berhenti”

(Gol D. Roger)

“Yang dibutuhkan hanya satu, bersungguh-sungguh. Sempurnakan ikhtiarmu dengan doa kepada sang pemilik kehidupan Allah SWT.”

“Kehidupan seseorang bukan ditentukan oleh orang lain, Maka jalanilah hidup apa yang menurut kalian benar dan tersenyumlah”

PENULIS 2

"Barang siapa keluar untuk mencari sebuah ilmu, maka ia akan berada di jalan Allah hingga ia kembali."
(HR Tirmidzi)

“Sesungguhnya Allah tidak akan merubah keadaan suatu kaum sebelum mereka merubah keadaan dirinya sendiri”
(Q.S Ar-Rad: 11)

"Dua alasan mengapa orang lain membicarakan kita. Pertama karena kita punya kebaikan atau kelebihan. Kedua karena kita punya keburukan yang terlalu berlebihan."
(Anonim)

"Kesuksesan dimulai dari tekad yang kuat untuk tidak menyerah."
(Napoleon Hill)

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

"Rahasia kesuksesan adalah konsistensi dalam upaya."
(Benjamin Disraeli)

"Cobaan hidupmu bukanlah untuk menguji kekuatan dirimu. Tapi menakar seberapa besar kesungguhan dalam memohon pertolongan kepada Allah."
(Ibnu Qoyyim)

DAFTAR ISI

HALAMAN PERSETUJUAN	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI	iv
KATA PENGANTAR	v
HAL PERSEMBAHAN	vi
HALAMAN MOTTO	viii
DAFTAR ISI	x
DAFTAR TABEL	xv
DAFTAR GAMBAR	xvii
DAFTAR LAMBANG	xviii
ABSTRAK	xxi
BAB I	1
PENDAHULUAN	1
I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
I.2. Penentuan Kapasitas Pabrik	2
I.2.1. Kebutuhan Pentaeritritol	2
I.2.2. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri	3
I.3. Pemilihan Lokasi Pabrik	4
I.4. Tinjauan Pustaka	6
I.4.1. Pemilihan Proses	8
I.4.2. Kegunaan Produk	9
I.4.3. Tinjauan Kinetika	9
I.4.4. Tinjauan Termodinamika	11
BAB II	14
URAIAN PROSES	14
II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku	14
II.2. Tahap Reaksi	14
II.3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian	14
II.4. Diagram Alir Kualitatif	16
BAB III	18
SPESIFIKASI BAHAN	18
III.1. Spesifikasi Bahan Baku	18

III.2. Spesifikasi Bahan Pembantu	18
III.3. Spesifikasi Produk	19
BAB IV	20
NERACA MASSA	20
IV.1. Neraca Massa Alat	20
IV.1.1. Neraca Massa <i>Mixer</i> (M-01)	20
IV.1.2. Neraca Massa Reaktor (R-01)	20
IV.1.3. Neraca Massa <i>Netralizer</i> (N-01)	20
IV.1.4. Neraca Massa <i>Evaporator</i> (EV-01)	21
IV.1.5. Neraca Massa <i>Crystallizer</i> -01 (CR-01)	21
IV.1.6. Neraca Massa <i>Centrifuge</i> -01 (CF-01)	21
IV.1.7. Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> -01 (RD-01)	22
IV.1.8. Neraca Massa <i>Crystallizer</i> -02 (CR-02)	22
IV.1.9. Neraca Massa <i>Centrifuge</i> -02 (CF-02)	22
IV.1.10. Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> -02 (RD-02)	22
IV.2. Neraca Massa Total	24
IV.3. Diagram Alir Kuantitatif	25
BAB V	27
NERACA PANAS	27
V.1. Neraca Panas Alat	27
V.I.1. Neraca Panas <i>Mixer</i> (M-01)	27
V.I.2. Neraca Panas Reaktor (R-01)	27
V.I.3. Neraca Panas <i>Netralizer</i> (N-01)	27
V.I.4. Neraca Panas <i>Evaporator</i> (EV-01)	27
V.I.5. Neraca Panas <i>Crystallizer</i> -01 (CR-01)	28
V.I.6. Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> -01 (RD-01)	28
V.I.7. Neraca Panas <i>Crystallizer</i> -02 (CR-02)	28
V.I.8. Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> -02 (RD-02)	29
BAB VI	30
SPESIFIKASI ALAT	30
VI.1. Tangki Penyimpanan	30
VI.2. Silo	30
VI.3. <i>Mixer</i>	31
VI.4. Reaktor	32

VI.5. <i>Netralizer</i>	33
VI.6. <i>Evaporator</i>	34
VI.7. <i>Crystallizer</i>	34
VI.8. <i>Centrifuge</i>	35
VI.9. <i>Rotary Dryer</i>	35
VI.11 <i>Heat Exchanger</i>	37
VI.12. <i>Cooler</i>	38
VI.13. <i>Belt Conveyor</i>	39
VI.14. <i>Screw Conveyor</i>	40
VI.15. <i>Bucket Elevator</i>	40
VI.16. <i>Blower</i>	41
BAB VII	42
UTILITAS	42
VII.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	42
VII.1.1. Proses Pengolahan Air	43
VII.1.2. Kebutuhan Air	44
VII.2. Unit Pembangkit <i>Steam</i>	46
VII.3. Unit Pembangkit Listrik	46
VII.4. Unit Penyedia Bahan Bakar	46
VII.5. Unit Pengolahan Limbah	46
VII.5.1. Limbah Cair	47
VII.5.2. Limbah Padat	49
VII.5.3. Limbah Gas	49
VII.6. Unit Laboratorium	51
VII.6.1. Kegunaan Laboratorium	51
VII.6.2. Program Kerja Laboratorium	51
BAB VIII	54
LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES	54
VIII.1. Lokasi Pabrik	54
VIII.1.1. Sumber Bahan Baku	54
VIII.1.2. Iklim	55
VIII.1.3. Fasilitas Transportasi	55
VIII.1.4. Fasilitas Air	55
VIII.1.5. Tenaga Kerja	55

VIII.1.6. Perluasan Pabrik	56
VIII.1.7. Peraturan Daerah	56
VIII.2. <i>Layout</i> Pabrik	56
VIII.3. <i>Layout</i> Peralatan	60
BAB IX	63
STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN	63
IX.1. Organisasi Perusahaan	63
IX.2. Struktur Organisasi	63
IX.3. Tugas dan Wewenangan	66
IX.3.1. Pemegang Saham	66
IX.3.2. Dewan Komisaris	66
IX.3.3. Direktur Utama	66
IX.3.4. Sekretaris	67
IX.3.5. Staff Ahli dan Litbang	68
IX.3.6. Kepala Bagian	68
IX.3.7. Kepala Seksi	70
IX.4. Pembagian Jam Kerja	72
IX.5. Perincian Tugas dan Keahlian	73
IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	74
IX.6.1. Sistem Kepegawaian	74
IX.6.2. Sistem Gaji	75
IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan	76
IX.8. Manajemen Perusahaan	77
BAB X	79
EVALUASI EKONOMI	79
X.1. Dasar Perhitungan	80
X.2. Penghitungan Biaya Produksi	86
X.2.1. <i>Capital Investment</i>	86
X.2.2. <i>Manufacturing Cost</i>	87
X.2.3. <i>General Expenses</i>	88
X.3. Analisis Kelayakan	88
X.3.1. <i>Percent Profit on Sales (POS)</i>	88
X.3.2. <i>Percent Return on Investment (ROI)</i>	88
X.3.3. <i>Pay Out Time (POT)</i>	88

X.3.4. <i>Break Even Point (BEP)</i>	89
X.3.5. <i>Shut Down Point (SDP)</i>	89
X.3.6. <i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)</i>	90
X.3.7. Hasil Perhitungan	90
X.4. Analisis Keuntungan	93
X.5. Analisis Kelayakan	93
BAB XI	96
KESIMPULAN	96
XI.1. Kesimpulan	96
XI.2. Saran	97
DAFTAR PUSTAKA	98
LAMPIRAN	100

DAFTAR TABEL

Tabel I. 1 Kebutuhan Pentaeritritol Tahun 2012-2022	2
Tabel I. 2 Kapasitas Pabrik Pentaeritritol yang Telah Berdiri	3
Tabel I. 3 Perbandingan Proses Pembuatan Pentaeritritol	8
Tabel I. 4 Kegunaan Produk di Industri	9
Tabel I. 5 Harga ΔH°_f dan ΔG°_f	11
Tabel III. 1 Spesifikasi Bahan Utama	18
Tabel III. 2 Spesifikasi Bahan Pembantu	18
Tabel III. 3 Spesifikasi Produk	19
Tabel IV. 1 Neraca Massa <i>Mixer</i>	20
Tabel IV. 2 Neraca Massa Reaktor	20
Tabel IV. 3 Neraca Massa <i>Netralizer</i>	20
Tabel IV. 4 Neraca Massa <i>Evaporator</i>	21
Tabel IV. 5 Neraca Massa <i>Crystallizer-01</i>	21
Tabel IV. 6 Neraca Massa <i>Centrifuge-01</i>	21
Tabel IV. 7 Neraca Massa <i>Rotary Dryer-01</i>	22
Tabel IV. 8 Neraca Massa <i>Crystallizer-02</i>	22
Tabel IV. 9 Neraca Massa <i>Centrifuge-02</i>	22
Tabel IV. 10 Neraca Massa <i>Rotary Dryer-02</i>	22
Tabel IV. 11 Neraca Massa Total	24
Tabel V. 1 Neraca Panas <i>Mixer</i>	27
Tabel V. 2 Neraca Panas Reaktor	27
Tabel V. 3 Neraca Panas <i>Netralizer</i>	27
Tabel V. 4 Neraca Panas <i>Evaporator</i>	27
Tabel V. 5 Neraca Panas <i>Crystallizer-01</i>	28
Tabel V. 6 Neraca Panas <i>Rotary Dryer-01</i>	28
Tabel V. 7 Neraca Panas <i>Crystallizer-02</i>	28
Tabel V. 8 Neraca Panas <i>Rotary Dryer-02</i>	29
Tabel VI. 1 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan	30
Tabel VI. 2 Spesifikasi Alat Silo	30
Tabel VI. 3 Spesifikasi Alat Mixer	31
Tabel VI. 4 Spesifikasi Alat Reaktor	32
Tabel VI. 5 Spesifikasi Alat Netralizer	33
Tabel VI. 6 Spesifikasi Alat Evaporator	34
Tabel VI. 7 Spesifikasi Alat Crystallizer	34
Tabel VI. 8 Spesifikasi Alat Centrifuge	35
Tabel VI. 9 Spesifikasi Alat Rotary Dryer	35
Tabel VI. 10 Spesifikasi Alat Pompa	36
Tabel VI. 11 Spesifikasi Alat Heat Exchanger	37
Tabel VI. 12 Spesifikasi Alat Cooler	38
Tabel VI. 13. Spesifikasi Cooling Conveyor	39
Tabel VI. 14 Spesifikasi Alat Belt Conveyor	39
Tabel VI. 15 Spesifikasi Alat Screw Conveyor	40

Tabel VI. 16 Spesifikasi Alat Bucket Elevator	40
Tabel VI. 17 Spesifikasi Alat Blower	41
Gambar VIII. 1 Tata Letak Bangunan Pabrik	59
Gambar VIII. 2 Tata Letak Alat Proses	62
Tabel IX 1 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift	73
Tabel IX 2 Komposisi dan Sistem Gaji Karyawan	75
Tabel X. 1 Indeks dari Chemical Engineering Plant Cost Index	80
Tabel X. 2 Daftar Harga Alat	83
Tabel X. 3 Perhitungan Fixed Capital Investment	86
Tabel X. 4 Perhitungan Working Capital Investment	86
Tabel X. 5 Harga Bahan Baku	87
Tabel X. 6 Biaya Produksi Tetap (Manufacturing Cost)	87
Tabel X. 7 Perhitungan General Expense	88
Tabel X.8 Physical Plant Cost (PPC)	90
Tabel X.9 Direct Plant Cost (DPC)	90
Tabel X.10 Fixed Capital Investment (FCI)	91
Tabel X.11 Direct Manufacturing Cost (DMC)	91
Tabel X.12 Indirect Manufacturing Cost (IMC)	91
Tabel X.13 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	91
Tabel X.14 Total Manufacturing Cost (MC)	92
Tabel X.15 Working Capital (WC)	92
Tabel X.16 General Expense (GE)	92
Tabel X.117 Total Production Cost	92
Tabel X.18 Fixed Cost (Fa)	92
Tabel X.19 Variable Cost (Va)	93
Tabel X.20 Regulated Cost (Ra)	93
Tabel X. 21 Trial Discounted Cash Flow Rate (DCFR)	94

DAFTAR GAMBAR

Gambar I. 1 Lokasi Pendirian Pabrik	4
Gambar II. 1 Diagram Alir Kualitatif.....	17
Gambar IV. 1 Diagram Alir Kuantitatif.....	26
Gambar VII 1 Diagram Alir Sistem Pengolah Limbah	50
Gambar VII 2 Diagram Alir Pengolahan Air Utilitas	53
Gambar VIII. 1 Tata Letak Bangunan Pabrik	59
Gambar VIII. 2 Tata Letak Alat Proses	62
Gambar IX. 1 Struktur Organisasi Pabrik Pentaeritritol	65
Gambar X. 1 Grafik Ekstrapolasi Indeks Harga	81
Gambar X. 2 Grafik Hubungan Kapasitas Produksi dan Biaya	95

DAFTAR LAMBANG

A	= Luas permukaan panas, ft ² , in ² , m
A _R	= Luas permukaan dinding reaktor, m ²
a	= Jari jari dalam reaktor, m
B	= <i>Blower</i>
BC	= <i>Belt Conveyor</i>
BE	= <i>Bucket Elevator</i>
BEP	= <i>Break Event Point</i>
BHP	= <i>Break Horse Power</i> , Hp
BM	= Berat Molekul, kg/kmol
b	= Sumbu tegak <i>head</i> , m
C	= Faktor korosi, in
C _A	= Konsentrasi zat A, kmol/L
CA ₀	= Konsentrasi zat A mula-mula, kmol/L
CF	= <i>Centrifuge</i>
CL	= <i>Cooler</i>
Cp	= Kapasitas panas, Btu/lb.F, kkal/kg.C
CR	= <i>Crystallier</i>
D	= Diameter, in, m
DMC	= <i>Direct Manufacturing Cost</i>
DPC	= <i>Direct Plant Cost</i>
E	= Efisiensi pengelasan
Ea	= Harga alat dengan kapasitas diketahui
Eb	= Harga alat dengan kapasitas dicari
Ex	= Harga alat untuk tahun x
Ey	= Harga alat untuk tahun y
EV	= <i>Evaporator</i>
FV	= Kecepatan volumetrik, m ² /j, L/j
FCI	= <i>Fixed Capital Investment</i>
Fa	= <i>Fixed Cost</i>

F	= Allowable stress
F	= Faktor friksi
GE	= <i>General Expense</i>
gc	= Gravitasi, m ² /s
gpm	= Galon per menit
HE	= <i>Heat Exchanger</i>
hi	= Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, Btu/j.ft.F
hio	= Koefisien perpindahan panas, Btu/j.ft.F
ID	= Diameter dalam, in, m, ft
IMC	= <i>Indirect Manufacturing Cost</i>
J	= Lebar <i>baffle</i> , m, in, ft
L	= Tinggi, m, in, ft
LC	= <i>Level control</i>
Le	= Panjang elbow, ft
M	= Massa, kg/j
Nre	= <i>Reynold number</i>
Nt	= Jumlah <i>tube</i>
Nx	= Nilai <i>index</i> tahunan x
Ny	= Nilai <i>index</i> tahunan y
OD	= Diameter luas, m, in, ft
P	= Tekanan, atm
P	= Pompa
P	= <i>Power motor</i> , H
POT	= Pay Out Time
Q	= Panas, Btu/j, Kkal/j, K/J
r	= Jari-jari, m
R	= Reaktor
RD	= <i>Rotary Dryer</i>
ROI	= Return Of Investment
Ra	= <i>Regulated Cost</i>
SDP	= Shut Down Point

Sa	= Sales Expense
Sch	= Schedule
T	= Suhu, °C, °F, K
T-n	= Tangki
t	= Waktu, detik, menit, jam
th	= Tebal dinding <i>head</i> , in
ts	= Tebal dinding <i>shell</i> , in
UPL	= Unit Pengolahan Limbah
WC	= <i>Working Capital</i>
x	= Konversi
μ	= Viskositas, Cp
Σ	= Jumlah
η	= Efisiensi pompa
ρ	= Densitas, kg/m ³
Δp	= Pressure Drop, psi
ΔT	= Beda suhu

ABSTRAK

Pentaeritritol merupakan zat kimia dengan rumus molekul $C_5H_{12}O_4$ yang diperoleh dari kondensasi antara Asetaldehida, Formaldehida dan Natrium Hidroksida. Kegunaan Pentaeritritol adalah sebagai bahan baku dalam pembuatan cat dan *surface coating* (pelapis permukaan). Pabrik Pentaeritritol direncanakan akan berdiri pada tahun 2028 di Kawasan Industri Modern Cikande, Serang, Banten dengan luas area 20.034 m² kapasitas 15.000 ton/tahun.

Proses produksi Pentaeritritol dijalankan dalam tiga tahapan. Tahap pertama yaitu persiapan bahan baku berupa Asetaldehida, Formaldehida dan Natrium Hidroksida yang dikondisikan sesuai dengan kondisi operasi reaktor pada suhu 45°C dan tekanan 2 atm Tahap kedua yaitu reaksi berlangsung dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) sebagai pendingin reaktor digunakan jaket pendingin dengan media *water*. Tahap ketiga yaitu pemisahan dan pemurnian menggunakan *Netralizer*, *Evaporator*, *Crystallizer*, *Centrifuge*, dan *Rotary Dryer* Produk Pentaeritritol didapatkan dengan kemurnian sebesar 98%. Air yang diperlukan untuk pabrik ini sebesar 85324,6669 kg/jam serta listrik sebesar 237,1394 kW yang disediakan oleh PLN dan juga perlu generator sebagai cadangan.

Dilihat dari tinjauan sifat-sifat bahan baku, produk, dan kondisi operasi, pabrik Pentaeritritol ini tergolong sebagai pabrik beresiko tinggi. Hasil analisis ekonomi yang diperoleh yaitu *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 31,56% dan setelah pajak sebesar 22,09%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak selama 2,41 tahun dan setelah pajak selama 3,12 tahun. *Break Event Point* (BEP) sebesar 53,67%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 29,52%, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 42,1578% Dan data analisis kelayakan diatas disimpulkan bahwa pabrik ini layak untuk dikaji lebih lanjut

Kata Kunci: Pentaeritritol, Formaldehida, Asetaldehida, Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Lampiran 2

PERNYATAAN PERSETUJUAN AKSES

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : M. Riyan Firmansyah

NIM : 2000020027

Email: firmansyah2000020027@webmail.uad.ac.id

Fakultas : Fakultas Teknologi Industri Program Studi : Teknik Kimia

Judul tugas akhir : PRARANCANGAN PABRIK PENTAERYTHRITOL DARI FORMALDEHYDE DAN ACETALDEHYDE KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

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

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

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya.

Yogyakarta, 22 Maret 2024



M. Riyan Firmansyah

Mengetahui,

Pembimbing**



Agus Aktawan, S.T., M.Eng.

Ket:

*coret salah satu

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

BAB I PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Indonesia adalah satu dari beberapa negara berkembang yang ada di dunia, sebagai salah satu negara berkembang Indonesia telah mengalami banyak kemajuan di semua bidang. Hingga saat ini perkembangan industri Indonesia mengalami peningkatan, termasuk perkembangan subsektor industri kimia. Perkembangan industri kimia di Indonesia makin lama makin berkembang dan meningkat, contohnya yaitu industri cat, industri makanan, industri plastik dan industri lainnya. Untuk mencukupi kebutuhan bahan kimia yang digunakan sebagai bahan baku dan bahan akhir dalam industri kimia, Indonesia masih bergantung pada negara lain termasuk Pentaeritritol. Dengan berkembangnya industri di Indonesia, kebutuhan Pentaeritritol terus meningkat. Meskipun konsumsi Pentaeritritol di Indonesia semakin meningkat setiap tahunnya, akan tetapi masyarakat Indonesia sendiri tidak mampu menutupi konsumsi Pentaeritritol. Indonesia perlu mengimpor Pentaeritritol untuk memenuhi kebutuhannya dan salah satu cara untuk mengatasi permasalahan tersebut adalah dengan membangun pabrik industri Pentaeritritol, yang bertujuan untuk mengurangi ketergantungan terhadap negara lain dan memenuhi kebutuhan dalam negeri tanpa menutup kemungkinan ekspor ke luar negeri.

Pentaeritritol adalah zat kimia dengan rumus molekul $C_5H_{12}O_4$ yang didapatkan dari kondensasi antara Asetaldehida, Formaldehida dan Natrium Hidroksida. Kegunaan Pentaeritritol yang utama adalah untuk digunakan dalam industri cat dan pernis. Kegunaan Pentaeritritol lainnya adalah untuk industri tinta, zat perekat/*sealant*, *plasticizer*, dan pelumas. Pada *surface coating*, penambahan Pentaeritritol dapat meningkatkan viskositas, kekerasan, daya tahan, kecepatan pengeringan, dan memberikan sifat anti air. Cat yang mengandung Pentaeritritol mempunyai kerekatan yang bagus dan tahan cuaca.

Pabrik Pentaeritritol ini direncanakan pada tahun 2028 untuk memitigasi dan memenuhi kebutuhan nasional. Pembangunan pabrik ini juga diharapkan

dapat memberikan dampak positif terhadap munculnya pabrik-pabrik manufaktur Asetaldehida, Formaldehida, dan Natrium Hidroksida. Dengan pendirian pabrik tersebut diharapkan bisa menambah devisa negara serta menanggulangi masalah terkait pengangguran.

I.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

I.2.1. Kebutuhan Pentaeritritol

Kebutuhan Pentaeritritol di Indonesia cenderung kurang stabil pada 11 tahun terakhir. Penggunaan Pentaeritritol di Indonesia dapat dilihat dari data impor Pentaeritritol Badan Pusat Statistik (BPS) sebagai berikut:

Tabel I. 1 Kebutuhan Pentaeritritol Tahun 2012-2022

No	Tahun	Impor (ton)	Perkembangan
1	2012	4703,739	-
2	2013	5550,894	0,1801
3	2014	5269,261	0,1202
4	2015	5083,862	0,0808
5	2016	5133,349	0,0913
6	2017	5628,687	0,1966
7	2018	5952,499	0,2655
8	2019	5022,339	0,0677
9	2020	5024,129	0,0681
10	2021	5863,498	0,2466
11	2022	4863,411	0,0339
12	Total		1,3510
13	Rata-rata peningkatan pertahun		0,1351

Sumber: <https://www.bps.go.id> Tahun 2012-2022

Dari Tabel I.1 diatas, dapat diperkirakan kebutuhan impor Pentaeritritol di Indonesia pada tahun 2028 adalah :

$$\begin{aligned}
 F &= F_0 (1 + i)^n \\
 &= 4863,411 (1 + 0,1351)^6 \\
 &= 10.402,4431 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Dimana :

F = Perkiraan kebutuhan Pentaeritritol tahun 2028

F₀ = Kebutuhan Pentaeritritol pada tahun terakhir (2022)

i = Perkembangan rata-rata

n = selisih tahun terakhir dan perancangan

(Peter and Timmerhous, 1991)

Sehingga dari persamaan tersebut didapatkan prediksi produksi Pentaeritritol pada tahun 2028 yaitu sebesar 15.000 ton/tahun.

1.2.2. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri

Daftar data kapasitas produksi pabrik Pentaeritritol di dunia, ditunjukkan pada tabel berikut:

Tabel I. 2 Kapasitas Pabrik Pentaeritritol yang Telah Berdiri

No	Produsen	Negara	Kapasitas (ton/tahun)
1	Perstorp	Jerman	36.000
2	Hercules	US	22.000
3	Copenor	Brazil	12.000
4	Liyang Ruiyang Chemical	China	10.000
5	Kanoria Chemicals & Industries	India	5.000

Berdasarkan tinjauan pabrik yang ada dan masih terdapatnya kekurangan kebutuhan produk Pentaeritritol di Indonesia, maka diputuskan untuk mendirikan pabrik Pentaeritritol di Indonesia pada tahun 2028 dengan kapasitas 15.000 ton per tahun.

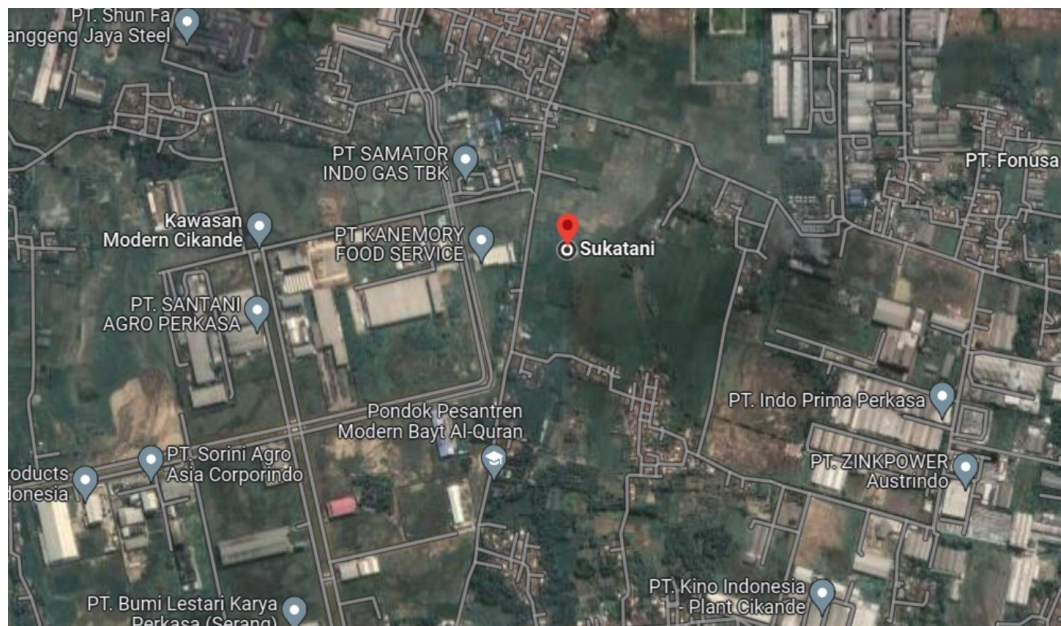
Kapasitas produksi dirancang dengan didasarkan pada :

- 1) Konsumsi Pentaeritritol dalam negeri dan peluang ekspor guna memenuhi kebutuhan Pentaeritritol di Indonesia yang selama ini masih mengimpor dari negara luar dan sebagian diekspor ke negara lain, sehingga akan dapat memperbesar devisa negara.
- 2) Kapasitas produksi terkecil di dunia sebanyak 5.000 ton/tahun dan kapasitas produksi terbesar di dunia yaitu sebanyak 36.000 ton/tahun. Pada tahun 2028, rencana pabrik akan didirikan pada rentang kapasitas produksi

terbesar dan terkecil di dunia yaitu sebesar 15.000 ton/tahun untuk pendirian pabrik Pentaeritritol.

I.3. Pemilihan Lokasi Pabrik

Dalam mendirikan sebuah pabrik, menentukan lokasi berdirinya itu sangatlah penting. Hal ini disebabkan adanya pengaruh persaingan pasar yang menentukan kelangsungan produksi.



Gambar I. 1 Lokasi Pendirian Pabrik

Pabrik Pentaeritritol dirancang untuk didirikan di daerah Kabupaten Serang, Banten tepatnya di Kawasan Industri Modern Cikande. Dalam memilih lokasi untuk mendirikan pabrik, ada beberapa aspek yang perlu diperhatikan, seperti ketersediaan bahan baku, pilihan transportasi, dan lain-lain. Utamanya, lokasi yang dipilih bisa membuka peluang memperluas atau memperbesar pabrik dan memberikan keuntungan berkepanjangan. Daerah tersebut dipilih dengan beberapa pertimbangan berikut:

a. Ketersediaan Bahan Baku

Kelangsungan hidup suatu pabrik ditentukan oleh lokasi bahan bakunya. Sumber bahan baku harus berdekatan dengan lokasi pabrik, dan bahan baku yang digunakan adalah Formaldehida, Asetaldehida, dan

Natrium Hidroksida. Kebutuhan Formaldehida dipenuhi oleh PT. Dover Chemical Banten, Asetaldehida dibeli dari PT. Indo Acidatama, Surakarta, dan Natrium Hidroksida dapat dibeli dari PT. Sulfindo Adiusaha Banten. Selain itu, Asam Formiat dipasok oleh PT. Cintas Kurama Perdana, Cikampek. Apabila bahan baku tersebut tersedia maka dapat memenuhi kebutuhan pendirian pabrik Pentaeritritol.

b. Sarana Transportasi

Bagi suatu industri, salah satu bagian terpenting adalah transportasi. Kota Serang sendiri memiliki fasilitas yang memenuhi kebutuhan transportasi impor dan ekspor terutama di dekat pelabuhan, jalan raya dan jalan tol yang memperlancar pengangkutan dan distribusi terhadap produk dan bahan baku.

c. Pemasaran

Tujuan dari pemasaran produk sebagian besar adalah demi memenuhi keperluan impor dalam negeri, yang menjadi prioritas utama pemasaran Pentaeritritol ini yaitu *surface coating*, industri cat, *resin alkyl*, dan sebagian lainnya untuk diekspor ke luar negeri.

d. Ketersediaan Sarana Utilitas

Kebutuhan utilitas yang diperlukan untuk kebutuhan pabrik ialah keperluan air, bahan bakar, dan listrik. Untuk kebutuhan akan listrik sudah tersedia dikarenakan Serang adalah kawasan industri. Untuk memenuhi kebutuhan air, dipenuhi oleh PT. Sarana Catur Tirta Kelola (SCTK) untuk kebutuhan akan air yang bersumber dari Sungai Ciujung. Sedangkan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar kendaraan, bahan bakar solar kini tersedia di Pertamina dan distributornya.

e. Tenaga kerja

Ketersediaan tenaga kerja di kawasan Serang mudah tercukupi, dikarenakan masih tersedianya tenaga kerja yang memadai, baik dari buruh kasar, menengah maupun tenaga ahli.

f. Kebijakan Pemerintah

Kawasan daerah Serang merupakan wilayah yang dikhususkan untuk daerah Industri oleh Pemda Provinsi Banten. Oleh karena itu, pemerintah daerah setempat perlu mempermudah untuk pendirian industri baru di daerah tersebut, terutama izin pembangunan pabrik baru di kawasan industri tersebut.

g. Keadaan masyarakat

Keberadaan sejumlah pabrik di Serang sudah menjadi kebiasaan bagi masyarakat. Bahkan, masyarakat juga memperoleh manfaat dari pendirian pabrik ini, seperti mendapatkan pekerjaan dan dapat meningkatkan kesejahteraan bagi masyarakat.

h. Karakteristik lokasi

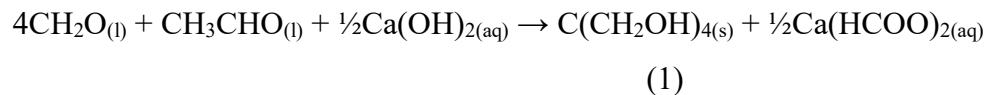
Ketersediaan tanah yang relatif luas dapat diproyeksikan untuk perluasan dan pengembangan pabrik di masa mendatang. Lokasi pembangunan pabrik harus berlokasi di daerah yang minim atau stabil terjadinya bencana alam seperti banjir, gempa bumi, dan tanah longsor. Keberadaan masyarakat setempat di lokasi pabrik juga berpengaruh, karena diharapkan masyarakat dapat memberikan dukungan dalam operasional dan pembangunan pabrik tersebut.

Pada penentuan maupun pemilihan lokasi pabrik, termasuk salah satu faktor dalam pembangunan suatu pabrik, karena dalam penentuan lokasi, sangat menentukan keberlanjutan dan pengembangan pabrik dalam aspek ekonomi maupun kesejahteraan di lingkungan pabrik di masa mendatang, agar dapat berkembang lebih maju lagi. Lokasi yang dipertimbangkan dapat memberikan keuntungan yang baik dalam suatu perusahaan. Diantaranya terdapat aspek-aspek yang mencakup pada kebutuhan pemasaran, bahan baku, fasilitas transportasi, iklim, air, tenaga kerja, kebijakan pemerintahan dan sarana komunikasi.

I.4. Tinjauan Pustaka

Dalam proses pembuatan Pentaeritritol terdapat dua macam proses pembuatan yaitu :

1. Pentaeritritol dibuat dengan mereaksikan Formaldehida dan Asetaldehida dengan Kalsium Hidroksida. Metode pertama (Keyes, 1961) mereaksikan Formaldehida dan Asetaldehida dengan Kalsium Hidroksida ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) untuk menghasilkan Pentaeritritol. Reaksi yang terjadi di dalam reaktor menurut Keyes (1961) yaitu :



Campuran reaksi yang berasal dari reaktor dialirkan ke dalam tangki netralisasi (*Neutralizer*) dan ditambahkan Natrium *carbonate* (Na_2CO_3) untuk mengubah kandungan Kalsium hidroksida yang berlebih untuk mengikat ion Kalsium (Ca^{2+}) menjadi Kalsium *carbonate* (CaCO_3) dan terbentuk endapan. Endapan yang terjadi disaring di dalam *Centrifuge*. Filtrat hasil penyaringan kemudian dipekatkan dalam *Evaporator*. Dari sini larutan yang dihasilkan kemudian dikeringkan dalam *dryer*. Produk dari *dryer* siap untuk dikemas. Kristal dalam proses ini warnanya tidak putih, karena produk reaksi samping, sehingga perlu proses pemurnian lebih lanjut. Proses ini memerlukan penggunaan alat tambahan. Hal ini meningkatkan biaya peralatan, membuat prosesnya menjadi tidak ekonomis. Untuk harga kalsium hidroksida memiliki harga 0,5 us dollar per kg dan bisa didapatkan dari alam, sedangkan untuk natrium hidroksida memiliki harga 1 us dollar per kg, sehingga kalsium hidroksida memiliki harga lebih murah daripada natrium hidroksida.

2. Pentaeritritol dibuat menggunakan asam sebagai pengganti soda. Metode kedua menggunakan Asam Formiat sebagai pengganti Natrium *carbonate* untuk menghasilkan Pentaeritritol. Pentaeritritol dibuat dengan mereaksikan Formaldehida dan Asetaldehida dengan Natrium Hidroksida. Asam Formiat kemudian digunakan untuk menetralkan sisa Natrium Hidroksida menjadi Natrium Formiat. Berikut reaksi kimia yang terjadi pada pembuatan Pentaeritritol:

Reaksi utama pembentukan Pentaeritritol dalam reaktor adalah:





Natrium Hidroksida ditambahkan ke dalam larutan Formaldehida dan Asetaldehida disertai dengan pengadukan. Asam Formiat kemudian ditambahkan pada outlet reaktor supaya menetralkan sisa alkali dalam bentuk Natrium Hidroksida. Setelah dinetralkan, larutan tersebut selanjutnya diuapkan dan dipisahkan menjadi produk utama dan produk samping berupa Natrium Formiat. Sementara itu untuk produk utamanya akan dikristalisasi dan dikeringkan sampai diperoleh Pentaeritritol padat (Faith and Keyes, 1961).

1.4.1. Pemilihan Proses

Berdasarkan dua proses yang ada, dipilih proses kedua yaitu proses pembuatan Pentaeritritol dibuat dengan menggunakan asam sebagai pengganti soda abu.

Tabel I. 3 Perbandingan Proses Pembuatan Pentaeritritol

No	Parameter	Proses Pembuatan Pentaeritritol	
		Proses I	Proses II
1	Reaksi	$4\text{CH}_2\text{O} + \text{CH}_3\text{CHO} + \frac{1}{2}\text{Ca}(\text{OH})_2 \rightarrow \text{C}(\text{CH}_2\text{OH})_4 + \frac{1}{2}\text{Ca}(\text{HCOO})_2$	$4\text{CH}_2\text{O} + \text{CH}_3\text{CHO} + \text{NaOH} \rightarrow \text{C}(\text{CH}_2\text{OH})_4 + \text{HCOONa}$
2	Bahan baku	<ul style="list-style-type: none"> - Formaldehida - Asetaldehida - Kalsium Hidroksida 	<ul style="list-style-type: none"> - Formaldehida - Asetaldehida - Natrium Hidroksida
3	Kondisi operasi	<ul style="list-style-type: none"> - Suhu: 50 °C - <i>Pressure</i> : 1 atm 	<ul style="list-style-type: none"> - Suhu: 45 °C - <i>Pressure</i> : 2 atm
4	<i>Yield</i>	80 %	90 %
5	Keuntungan	Harga bahan lebih murah	Memiliki <i>Yield</i> lebih tinggi
6	Kerugian	Produk yang didapatkan memiliki warna yang tidak putih	Harga bahan lebih mahal

Keuntungan dari metode kedua adalah (Maity and Siddharth, 2009):

1. Hasil yield 85-90% dapat dicapai.
2. Mudah mengubah ion Natrium menjadi Natrium Formiat.

3. Natrium Formiat sebagai produk sampingannya, memiliki banyak manfaat sebagai pemutih, pelumas, dan pengubah viskositas, serta dapat digunakan sebagai bahan baku produksi Asam Formiat.

1.4.2. Kegunaan Produk

Pentaeritritol adalah sebuah produk *intermediate* yang merupakan bahan baku pada sebuah industri pengolahan.

Tabel I. 4 Kegunaan Produk di Industri

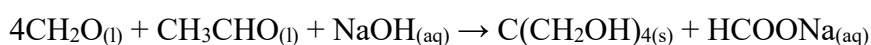
Jenis Industri	Proses Pemakaian Pentaeritritol
<i>Resin alkyl</i>	Esterifikasi penyusunan resin dengan asam dibasa. Alkohol berisi asam tak jenuh
Versin	Esterifikasi menghasilkan resin ester
<i>Explosive</i>	Reaksi nitrasi menciptakan senyawa trinitrat yang mudah meledak.
Farmasi	Reaksi nitrasi menciptakan sebuah senyawa trinitrat, yang diproduksi untuk kebutuhan di bidang farmasi.
Pelumas mesin	Digunakan sebagai bahan pembuatan pelumas.
Tekstil	Digunakan untuk menghaluskan serat.

Saat ini, Pentaeritritol digunakan dalam produksi cat dan pelapis permukaan. Minyak pengering atau minyak semi kering atau asam lemak banyak digunakan sebagai campuran pelapis permukaan, Pentaeritritol ini mempunyai kelebihan seperti cepat kering, kilap, kekerasan yang baik, daya tahan, tahan air dan tahan alkali. Selain itu, Pentaeritritol juga digunakan dalam berbagai produk seperti cat, pernis, tinta cetak, pelapis lantai, dan perekat lainnya (Kirk Othmer, 1998).

1.4.3. Tinjauan Kinetika



Di mana, F = Formaldehida, A = Asetaldehida, SH = Natrium Hidroksida, P = Pentaeritritol, dan SF = Natrium Formiat. Reaksi:



Persamaan kecepatan reaksi:

$$\frac{d[C(\text{CH}_2\text{OH})_4]}{dt} = k[\text{CH}_2\text{O}][\text{CH}_3\text{CHO}][\text{NaOH}]$$

$$-r_a = k \cdot C_a \cdot C_b \cdot C_c$$

dengan,

$-r_a$ = kecepatan reaksi (kmol/L.jam)

k = konstanta kecepatan reaksi ($\text{L}^2/\text{kmol}^2 \cdot \text{jam}$)

C_a = konsentrasi CH_3CHO

C_b = konsentrasi CH_2O

C_c = konsentrasi NaOH

$C_a = 4C_{a0}$. $X_a = 4C_{a0} (1 - X_a)$

$C_b = C_{b0} - C_{a0} \cdot X_a = C_{a0} (M - X_a)$

$C_c = C_{c0} - C_{a0} \cdot X_a = C_{a0} (N - X_a)$

$M = C_{b0} / C_{a0}$

$N = C_{c0} / C_{a0}$

Reaksi yang menghasilkan Pentaeritritol merupakan reaksi orde 3 terhadap Asetaldehida. Nilai konstanta laju reaksi adalah :

$$k = A \cdot e^{-E/RT} \quad (\text{L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{jam})$$

Reaksi Cannizzaro mendapatkan:

dengan,

A = frekuensi faktor ($1,82 \times 10^{17}$ at 30°C)

E = energi aktivasi (22.800 cal/mol)

R = konstanta gas (1,987 cal/mol.K)

T = Suhu (K)

(Peter & Cupit, 1959)

Suhu operasi yang digunakan sebesar 45°C (318 K), sehingga didapatkan nilai k sebesar:

$$k = A \cdot e^{-E/RT} \quad (\text{L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{jam})$$

$$k = 1,82 \times 10^{17} \exp\left(-\frac{22800}{1,987 \times 318\text{K}}\right) \text{L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{jam}$$

$$k = 38,8296 \text{L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{jam} = 38829609,1565 \text{L}^2/\text{kmol}^2 \cdot \text{jam}$$

sehingga dapat dituliskan kecepatan reaksi sebagai berikut :

$$-r_a : k \cdot C_{AO} \cdot C_{BO} \cdot C_{CO}$$

$$-r_a : k \cdot C_{AO} (1-X) \cdot C_{AO} \left(\frac{C_{BO}}{C_{AO}} - 4X \right) \cdot C_{AO} \left(\frac{C_{CO}}{C_{AO}} - X \right)$$

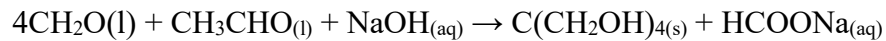
$$-r_a : k \cdot C_{AO}^3 \cdot (1-X) \cdot \left(\frac{C_{BO}}{C_{AO}} - 4X \right) \cdot \left(\frac{C_{CO}}{C_{AO}} - X \right)$$

1.4.4. Tinjauan Termodinamika

Dalam tinjauan termodinamika ini, penting untuk dicatat bahwa termodinamika menentukan jenis reaksi (eksotermik/endotermik) dan arah reaksi (*reversibel/ireversibel*). Untuk menentukan sebuah reaksi itu eksotermik atau endotermik, data kalor reaksi yang diperlukan dapat dihitung dengan menghitung kalor pembentukan standar (H_f°) pada $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 298 \text{ K}$.

Pada proses pembentukan Pentaeritritol terjadi reaksi berikut:

Reaksi :

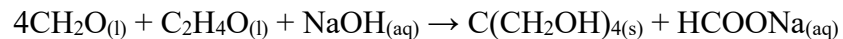


Tabel I. 5 Harga ΔH_f° dan ΔG_f°

Komponen	ΔH_f° (kJ/mol)	ΔG_f° (kJ/mol)
CH ₂ O	-115,90	-102,5
C ₂ H ₄ O	-191,70	-133
NaOH	-425,60	-379,5
C(CH ₂ OH) ₄	-446,50	-607,1
HCOONa	-666,50	-598,67

(Yaws, 1999)

a. Untuk reaksi:



i. Panas reaksi standar (ΔH_f°)

$$\Delta H_{f298}^\circ = \Delta H_{f\text{produk}}^\circ - \Delta H_{f\text{reaktan}}^\circ$$

$$\Delta H_{f298}^\circ = (\Delta H_{f\text{C(CH}_2\text{OH)}_4}^\circ + \Delta H_{f\text{HCOONa}}^\circ) - (\Delta H_{f4\text{CH}_2\text{O}}^\circ + \Delta H_{f\text{C}_2\text{H}_4\text{O}}^\circ + \Delta H_{f\text{NaOH}}^\circ)$$

$$\Delta H^{\circ}_{f298} = ((-446,50) + (-666,50)) - (4(-115,90) + (-191,70) + (-425,60))$$

kJ/mol

$$\Delta H^{\circ}_{f298} = -32,100 \text{ kJ/mol}$$

Karena ΔH°_f bernilai negatif, maka reaksi tersebut dapat dikatakan eksotermik.

ii. Konstanta kesetimbangan (K) pada keadaan standar

$$\Delta G^{\circ}_f = -R \cdot T \cdot \ln K$$

Dimana :

ΔG°_f = Energi Gibbs keadaan standar (25 °C, 1 atm)

R = Konstanta gas (8,314 J.mol⁻¹.K⁻¹)

T = Suhu standar (298 K)

K = Konstanta kesetimbangan

Reaksi utama, ΔG°_f untuk :

$$\Delta G^{\circ}_{f298} = \sum \Delta G^{\circ}_f \text{ produk} - \sum \Delta G^{\circ}_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^{\circ}_{f298} = (\Delta G^{\circ}_f \text{ PE} + \Delta G^{\circ}_f \text{ SF}) - (\Delta G^{\circ}_f \text{ CH}_2\text{O} + \Delta G^{\circ}_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta G^{\circ}_f \text{ NaOH})$$

$$\Delta G^{\circ}_{f298} = ((-607,1) + (-598,67)) - (4(-102,5) + (-133) + (-379,5)) \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{f298} = -283,27 \text{ kJ/mol}$$

$$\ln K_{298} = \frac{-(-283,27 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}})}{(8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{Joule}}{\text{mol.K}}) \times 298 \text{ K}}$$

$$= 114,33371$$

$$K_{298} = 4,5134 \times 10^{49}$$

iii. Konstanta kesetimbangan (K) pada T = 45°C = 318 °K

Persamaan Van't Hoff

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = -\frac{\Delta H}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

Dimana:

K₁ = Kontanta kesetimbangan pada 298 K

K₂ = Kontanta kesetimbangan pada suhu operasi

T₁ = Suhu standar (25°C = 298 K)

T₂ = Suhu operasi (45°C = 318 K)

R = Tetapan gas ideal (8,314.10⁻³ kJ/mol.K)

ΔH° = Panas reaksi standar pada 298 K

$$\ln \frac{K_{318}}{K_{298}} = -\frac{\Delta H}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\ln \frac{K_{318}}{4,5134 \times 10^{49}} = -\frac{-32,100}{8,314 \times 10^{-3}} \left(\frac{1}{318} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\frac{K_{318}}{4,5134 \times 10^{49}} = \exp(-0,8149)$$

$$\frac{K_{318}}{4,5134 \times 10^{49}} = 0,4427$$

$$K_{318} = 1,9981 \times 10^{49}$$

Karena harga K yang diperoleh sangat besar, yaitu diatas 1 ($K > 1$) maka reaksi tersebut dapat dianggap bersifat *irreversible* (searah).

BAB II

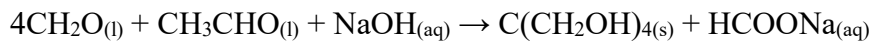
URAIAN PROSES

II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Pada tahap ini bertujuan untuk menyiapkan bahan baku. Bahan pembantu Asetaldehida, NaOH, dan HCOOH. Formaldehida dari T-01, Asetaldehida dari T-02, dan NaOH dari *Mixer* pada kondisi operasi 30 °C dan tekanan 1 atm ditambahkan ke dalam reaktor (R-01) pada kondisi operasi 45 °C dan tekanan 2 atm. Sedangkan HCOOH dari T-03 diumpankan ke unit netralisasi (N-01) untuk menetralkan Natrium Hidroksida dalam campuran produk.

II.2. Tahap Reaksi

Reaksi yang terjadi dalam reaktor:



Campuran Formaldehida, Asetaldehida dan NaOH dimasukkan ke dalam reaktor (R-01). Rasio molar Formaldehida, Asetaldehida, dan NaOH yang digunakan adalah 4,5:1:1,2, dan konversi Asetaldehida pada reaksi pembentukan Pentaeritritol adalah 84,1%.

Reaktor yang digunakan adalah reaktor jenis *Continuous Stirred Tank Reaktor* (CSTR). Reaktor dioperasikan secara isothermal pada suhu 45°C dan tekanan 2 atm. Reaksi yang berlangsung bersifat eksotermik sehingga diperlukan cairan pendingin supaya menjaga suhu di bagian dalam reaktor. Coil dengan media pendingin air digunakan sebagai pendingin reaktor, yang mempunyai suhu masuk sebesar 30 °C. Produk yang keluar reaktor antara lain : Pentaeritritol, Natrium Formiat, NaOH sisa, Formaldehida sisa, Asetaldehida sisa dan H₂O sisa.

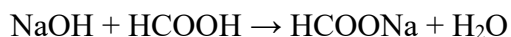
II.3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Tujuan dari tahap pemisahan dan pemurnian ini adalah untuk memisahkan Pentaeritritol dan Natrium Formiat dari Formaldehida dan sisa reaktan lainnya

sehingga menghasilkan produk utama Pentaeritritol dan produk samping Natrium Formiat. Tahapan pembersihan dan pemisahan produk terdiri dari:

1. Produk dari reaktor dikirim ke unit *Netralizer* (N-01) dimana NaOH dinetralkan dengan HCOOH.

Reaksi yang terjadi di *netralizer* :



Natrium hidroksida bereaksi dengan asam formiat sehingga menghasilkan Sodium formiat dan air, yang kemudian keluaran *netrallizer* dikirim menuju alat *Evaporator* (E-01) yang beroperasi pada 1 atm dan suhu dinaikkan menjadi 105 °C.

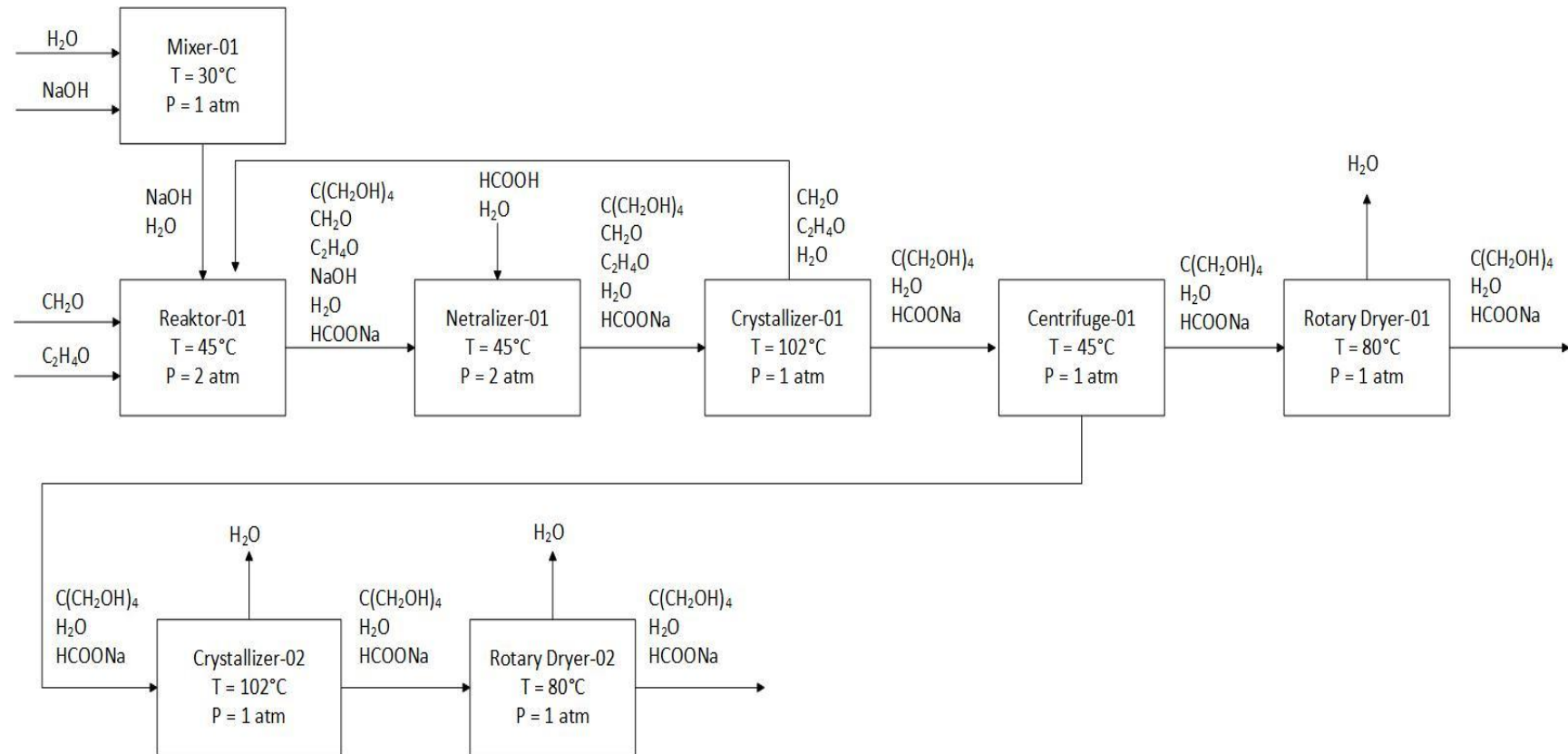
2. *Evaporator* (E-01) bertujuan untuk memisahkan Formaldehida, Asetaldehida, dan sebagian H₂O. Produk atas *Evaporator* (E-01) dialirkan kembali menuju Reaktor (R-01) untuk digunakan kembali sebagai reaktan, sedangkan produk bawah yang berupa campuran produk utama Pentaeritritol dan produk samping Natrium Formiat dan sedikit H₂O. Produk bawah akan dialirkan melewati *Cooler* (CL-01) menuju *Crystallizer* (CR-01). Pada *Crystallizer* (CR-01) terjadi pengkristalan pada suhu 40°C sehingga produk utama Pentaeritritol akan mengkristal dan produk samping Natrium Formiat yang berupa lumpur padat. Setelah terjadi proses pengkristalan, dialirkan menuju *Centrifuge* (CF-01)
3. *Centrifuge* (CF-01) bertujuan untuk memisahkan produk utama Pentaeritritol berupa padatan dan produk samping Natrium Formiat dan sedikit H₂O berupa lumpur padat. Hasil produk utama Pentaeritritol berupa padatan dan sedikit Natrium Formiat dan H₂O dialirkan ke *Rotary Dryer* (RD-01) dan produk samping Natrium Formiat dan H₂O berupa lumpur padat dialirkan ke *Crystallizer* (CR-02). Dalam *Crystallizer* (CR-02) terjadi pengkristalan produk samping yaitu Natrium Formiat juga H₂O dan sedikit Pentaeritritol.
4. Dalam *Rotary Dryer* (RD-01) terjadi pemisahan produk utama Pentaeritritol berupa padatan dan sedikit Natrium Formiat dan H₂O. Produk atas berupa H₂O dengan kandungan 2% selanjutnya dikirim ke UPL, dan produk bawah

berupa produk utama Pentaeritritol dengan kandungan 98% dikirim ke silo (S-02) dengan suhu simpan 30°C dan tekanan 1 atmosfer.

5. Dalam *Rotary Dryer* (RD-02) terjadi pemisahan produk samping Natrium Formiat berupa padatan dan sedikit Pentaeritritol dan H₂O, Produk bagian atas berupa H₂O dengan kandungan <1% berat yang selanjutnya dikirim ke UPL, dan produk bagian bawah berupa produk samping Natrium Formiat dengan kadar 98% dialirkan menuju silo (S-03) dengan suhu simpan 30°C dan tekanan 1 atmosfer.

II.4. Diagram Alir Kualitatif

Diagram alir kualitatif merupakan susunan blok yang menggambarkan proses pembuatan Pentaeritritol dan Natrium Formiat. Dimana tiap arus dilengkapi data bahan-bahan yang mengalir dan tiap blok mewakili alat tertentu yang dilengkapi data kondisi operasi (P dalam atm dan T dalam °C), seperti dapat dilihat pada gambar II.1.



Gambar II.1 Diagram Alir Kualitatif

BAB III SPESIFIKASI BAHAN

III.1. Spesifikasi Bahan Baku

Tabel III. 1 Spesifikasi Bahan Utama

Sifat	Formaldehida	Asetaldehida
Wujud	Cair	Cair
Rumus molekul	CH ₂ O	CH ₃ CHO
Berat molekul	30,026 g/gmol	44,053 g/gmol
Titik didih	96 °C	20,16°C
Titik nyala	56,11°C	56,11°C
Titik cair	-118°C	-
Titik lebur	-	-123,5°C
Densitas	0,9151 g/ml	0,778 g/cm ³
Kelarutan	Larut sempurna dalam air, alkohol	Tidak terbatas maupun pada air, alkohol, atau eter

(Kirk and Othmer, 1983)

III.2. Spesifikasi Bahan Pembantu

Tabel III. 2 Spesifikasi Bahan Pembantu

Sifat	Natrium Hidroksida	Asam Formiat	Water
Wujud	Padat	Cair	Cair
Rumus molekul	NaOH	HCOOH	H ₂ O
Berat molekul	39,997 g/gmol	46,025 g/gmol	18,02 g/mol
Titik didih	1390°C	100,7°C	100°C
Titik nyala	176-178°C	56,11°C	-
Titik leleh	681°C	-	-
Titik lebur	-	8,4°C	-
Suhu kritis	-	-	374°C
Sifat	Natrium Hidroksida	Asam Formiat	Water
Densitas	1,515 g/ml	1,22 g/cm ³	0,998 g/cm ³
Viskositas	-	1,784 cP	-
Kelarutan	Larut dalam air	Larut dalam air	-
Kapasitas panas	0,3558 kkal/kg°C	-	-

(Kirk and Othmer, 1983) dan (Perry and Green, 2007)

III.3. Spesifikasi Produk

Tabel III. 3 Spesifikasi Produk

Sifat	Produk Utama	Produk samping
	Pentaeritritol	Natrium Formiat
Wujud	Padat	Padat
Rumus molekul	$C_5H_{12}O_4$	$NaCOOH$
Berat molekul	136,15 g/gmol	46,025 g/gmol
Densitas	1,396 g/cm ³	1,16 g/cm ³ (20°C)
Titik didih	276°C	360°C
Titik lebur	261-262°C	259- 262°C
Kelarutan dalam air	7 g/100 g (25°C)	-
Kelarutan (air dingin)	-	44 g/100g (0°C)
Kelarutan (air panas)	-	160 g/100g (100°C)
Kelarutan (pelarut lain)	-	minim untuk larut dalam etil alkohol, dan tidak larut dalam etil eter
Kelarutan dalam air	-	larut

(Kirk and Othmer, 1983)

BAB IV
NERACA MASSA

IV.1. Neraca Massa Alat

IV.1.1. Neraca Massa Mixer (M-01)

Tabel IV. 1 Neraca Massa Mixer

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
NaOH	779,2729	-	779,2729
H ₂ O	7,8714	771,4015	779,2729
Subtotal	787,1444	771,4015	1558,5459
Total	1558,5459		1558,5459

IV.1.2. Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel IV. 2 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6
CH ₂ O	-	2193,7691	-	553,8048
C ₂ H ₄ O	-	-	715,2476	113,7244
NaOH	779,2729	-	-	233,1325
C(CH ₂ OH) ₄	-	-	-	1859,0240
HCOONa	-	-	-	928,6040
H ₂ O	779,2729	3735,3367	14,5969	4529,2065
Subtotal	1558,5459	5929,1058	729,8445	8217,4962
Total	8217,4962			

IV.1.3. Neraca Massa Netralizer (N-01)

Tabel IV. 3 Neraca Massa Netralizer

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
CH ₂ O	553,8048	-	553,8048
C ₂ H ₄ O	113,7244	-	113,7244
NaOH	233,1325	-	-
C(CH ₂ OH) ₄	1859,0240	-	1859,0240
HCOONa	928,6040	-	1324,9997
H ₂ O	4529,2065	198,4775	4832,6889
HCOOH	-	268,2682	-

Subtotal	8217,4962	466,7457	8684,2419
Total	8684,2419		

IV.1.4. Neraca Massa *Evaporator* (EV-01)

Tabel IV. 4 Neraca Massa *Evaporator*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
CH ₂ O	553,8048	553,8048	-
C ₂ H ₄ O	113,7244	113,7244	-
C(CH ₂ OH) ₄	1859,0240	-	1859,0240
HCOONa	1324,9997	-	1324,9997
H ₂ O	4832,6889	1933,0756	2899,6133
Subtotal	8684,2419	2600,6048	6083,6371
Total		8684,2419	

IV.1.5. Neraca Massa *Crystallizer*-01 (CR-01)

Tabel IV. 5 Neraca Massa *Crystallizer* - 01

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 10	Arus 11
C(CH ₂ OH) ₄	1859,0240	1859,0240
HCOONa	1324,9997	1324,9997
H ₂ O	2899,6133	2899,6133
Subtotal	6083,6371	6083,6371
Total		

IV.1.6. Neraca Massa *Centrifuge* - 01 (CF-01)

Tabel IV. 6 Neraca Massa *Centrifuge* - 01

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
C(CH ₂ OH) ₄	1859,0240	3,3346	1855,6895
HCOONa	1324,9997	1287,1285	37,8712
H ₂ O	2899,6133	2861,7421	37,8712
Subtotal	6083,6371	4152,2052	1931,4319
Total		6083,6371	

IV.1.7. Neraca Massa *Rotary Dryer* – 01 (RD-01)

Tabel IV. 7 Neraca Massa *Rotary Dryer* - 01

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
C(CH ₂ OH) ₄	1855,6895	-	1855,6895
HCOONa	37,8712	-	37,8712
H ₂ O	37,8712	37,4925	0,3787
Subtotal	1931,4319	37,4925	1893,9394
Total		1931,4319	

IV.1.8. Neraca Massa *Crystallizer* – 02 (CR-02)

Tabel IV. 8 Neraca Massa *Crystallizer* - 02

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 12	Arus 16
C(CH ₂ OH) ₄	3,3346	3,3346
HCOONa	1287,1285	1287,1285
H ₂ O	2861,7421	2861,7421
Subtotal	4152,2052	4152,2052
Total		4152,2052

IV.1.9. Neraca Massa *Centrifuge* – 02 (CF-02)

Tabel IV. 9 Neraca Massa *Centrifuge* - 02

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 16	Arus 17	Arus 18
C(CH ₂ OH) ₄	3,3346	-	3,3346
HCOONa	1287,1285	29,7968	1257,3317
H ₂ O	2861,7421	2829,5029	32,2393
Subtotal	4152,2052	2859,2997	1292.9056
Total		4152,2052	

IV.1.10. Neraca Massa *Rotary Dryer* – 02 (RD-02)

Tabel IV. 10 Neraca Massa *Rotary Dryer* - 02

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 18	Arus 19	Arus 20
C(CH ₂ OH) ₄	3,3346	-	3,3346
HCOONa	1257,3317	-	1257,3317
H ₂ O	32,2393	8,7334	23,5059
Subtotal	1292.9056	8,7334	1284,1722

Total		1292.9056
--------------	--	------------------

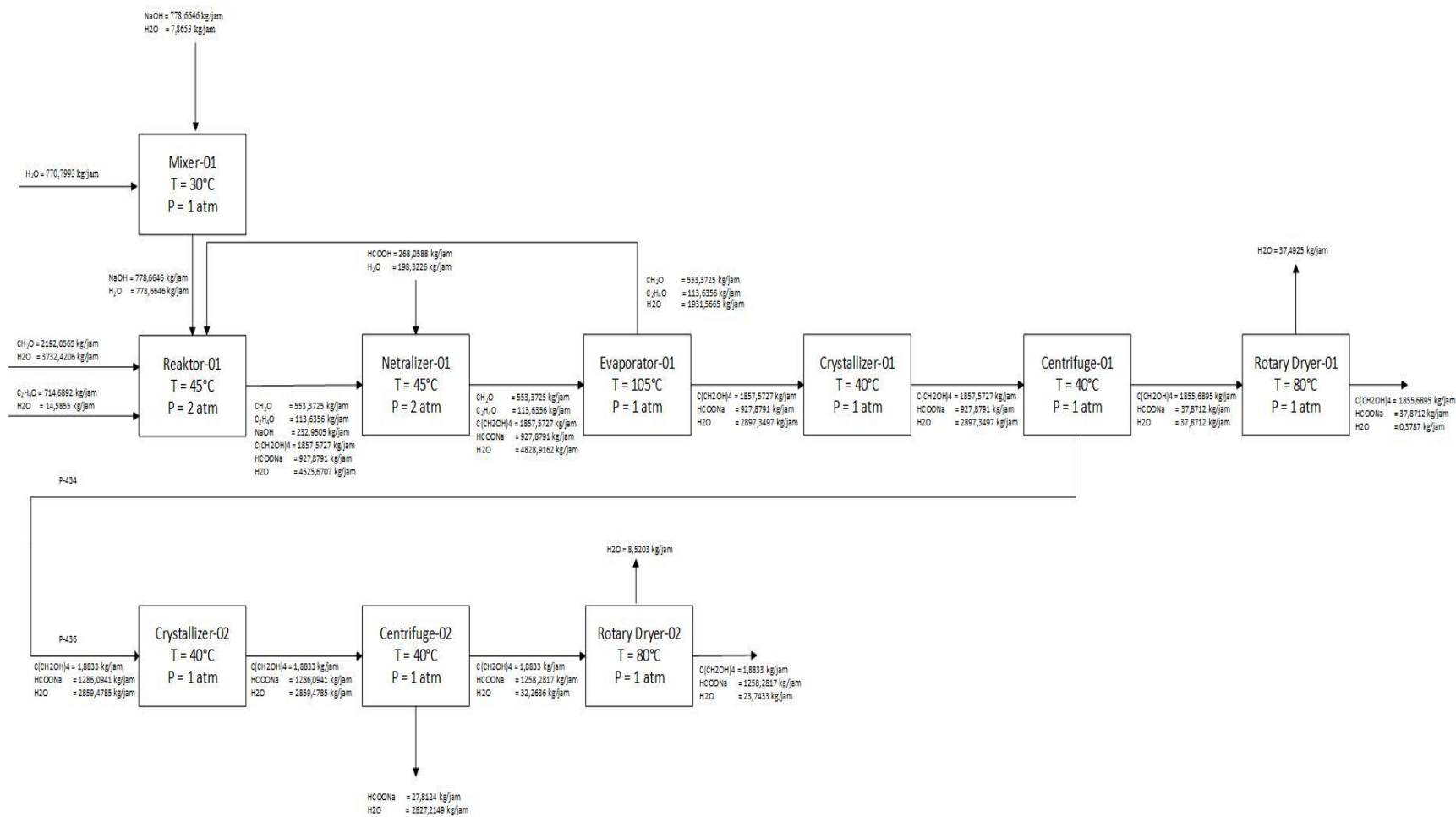
IV.2. Neraca Massa Total

Tabel IV. 11 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)					Keluar (kg/jam)						
	Arus 1	Arus 2	Arus 4	Arus 5	Arus 7	Arus 9	Arus 14	Arus 15	Arus 17	Arus 19	Arus 20	
CH ₂ O	-	-	2193,7691	-	-	553,8048	-	-	-	-	-	
C ₂ H ₄ O	-	-	-	715,2476	-	113,7244	-	-	-	-	-	
NaOH	779,2729	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
C(CH ₂ OH) ₄	-	-	-	-	-	-	-	1855,6895	-	-	3,3346	
HCOONa	-	-	-	-	-	-	-	37,8712	29,7968	-	1257,3317	
H ₂ O	7,8714	771,4015	3735,3367	14,5969	198,4775	1933,0756	37,4925	0,3787	2829,5029	8,7334	23,5059	
HCOOH	-	-	-	-	268,2682	-	-	-	-	-	-	
Subtotal	787,1444	771,4015	5929,1058	729,8445	466,7457	2600,6048	37,4925	1893,9394	2859,2997	8,7334	1284,1722	
Total		8684,2419					8684,2419					

IV.3. Diagram Alir Kuantitatif

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



Gambar IV. 1 Diagram Alir Kuantitatif

BAB V
NERACA PANAS

V.1. Neraca Panas Alat

V.1.1. Neraca Panas *Mixer* (M-01)

Tabel V. 1 Neraca Panas *Mixer*

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	6699,3808	-
Q reaksi	22,9209	-
Q produk	-	6676,4599
Q pendingin	-	45,8417
Total	6722,3016	6722,3016

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

Tabel V. 2 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	148,4387	-
Q reaksi	104758,7439	-
Q produk	-	126,8415
Q pendingin	-	104780,3411
Total	104907,1826	104907,1826

V.1.3. Neraca Panas *Netralizer* (N-01)

Tabel V. 3 Neraca Panas *Netralizer*

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	133,5831	-
Q reaksi	141553,3508	-
Q produk	-	185,0340
Q pendingin	-	141501,8998
Total	141686,9338	141686,9338

V.1.4. Neraca Panas *Evaporator* (EV-01)

Tabel V. 4 Neraca Panas *Evaporator*

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	132675,5402	-
Q produk	-	510411,0452
Q steam	413027,0077	-
Q penguapan	-	35291,5027
Total	545702,5479	545702,5479

V.I.5. Neraca Panas *Crystallizer* – 01 (CR-01)

Tabel V. 5 Neraca Panas *Crystallizer* – 01

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	83015,5796	-
Q produk	-	54100,1619
Q kristalisasi	3263,5123	-
Q serap	-	32178,9299
Total	86279,0918	86279,0918

V.I.6. Neraca Panas *Rotary Dryer* – 01 (RD-01)

Tabel V. 6 Neraca Panas *Rotary Dryer* - 01

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	11441,1556	-
Q produk	-	24131,1910
Q udara masuk	18050,0002	-
Q udara keluar	-	5359,9648
Total	29491,1558	29491,1558

V.I.7. Neraca Panas *Crystallizer* - 02 (CR-02)

Tabel V. 7 Neraca Panas *Crystallizer* - 02

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	67509,2395	-
Q produk	-	42960,86726
Q kristalisasi	4523,5211	-
Q serap	-	29071,8933
Total	72032,7606	72032,7606

V.I.8. Neraca Panas *Rotary Dryer* – 02 (RD-02)

Tabel V. 8 Neraca Panas *Rotary Dryer* - 02

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	10524,6058	-
Q produk	-	11028,7283
Q udara masuk	717,0517	-
Q udara keluar	-	212,9292
Total	11241,6575	11241,6575

BAB VI
SPESIFIKASI ALAT

VI.1. Tangki Penyimpanan

Tabel VI. 1 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan

Keterangan	Tangki A	Tangki B	Tangki C
Kode alat	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan bahan baku Formaldehida	Menyimpan bahan baku Asetaldehida	Menyimpan bahan penetralisasi Asam Formiat
Jenis	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>conical roof</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>conical roof</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>conical roof</i>
Fase	Cair	Cair	Cair
Kapasitas	2663.2972 m ³	224,2100 m ³	187,7781 m ³
Suhu desain	30°C	30°C	30°C
Tekanan desain	1 atm	2 atm	1 atm
Spesifikasi:			
Diameter tangki	18,9261 m	8,2948 m	7.8201 m
Tinggi <i>head</i>	0,9655 in	0,4675 in	0,2618 in
Tebal <i>head</i>	0,9644 in	0,4670 in	0,2617 in
Tinggi total	9,4631 m	4,1474 m	8,1847 m
Ketebalan <i>shell</i>	1 in	0,5 in	0,3125 in
Bahan	<i>Stainless Steel SA-283 C</i>	<i>Carbon steel SA-283 C</i>	<i>Stainless Steel SA-283 C</i>
Jumlah	2	2	2

VI.2. Silo

Tabel VI. 2 Spesifikasi Alat Silo

Keterangan	Silo A	Silo B	Silo C
Kode alat	S-01	S-02	S-03
Fungsi	Menyimpan bahan baku Natrium Hidroksida	Menyimpan Produk <i>pentaerythritol</i>	Menyimpan produk Natrium Formiat

Jenis	Tangki silinder dengan dasar <i>conical</i>	Tangki silinder dengan dasar <i>conical</i>	Tangki silinder dengan dasar <i>conical</i>
Fase	Padat	Padat	Padat
Kapasitas	129,6410 m ³	543,3669 m ³	361,9677 m ³
Suhu desain	30°C	30°C	30°C
Tekanan desain	1 atm	1 atm	1 atm
Spesifikasi:			
Diameter <i>shell</i>	4,2399 m	6,8361 m	5,9704 m
Tinggi <i>shell</i>	8,47989 m	13,6723 m	11,9408 m
Tebal <i>bottom</i>	2,1200 m	3,4181 m	2,9852 m
Tinggi total	10,5999 m	17,0903 m	14,9260 m
Bahan	<i>Stainless Steel SA-283 C</i>	<i>Carbon steel SA-283 C</i>	<i>Carbon steel SA-283 C</i>
Jumlah	2	2	2

VI.3. Mixer

Tabel VI. 3 Spesifikasi Alat *Mixer*

Keterangan	<i>Mixer</i>
Kode alat	M-01
Fungsi	Mengencerkan NaOH sampai konsentrasi 50%
Jenis	Tangki silinder tegak dengan tutup <i>torispherical head</i> dilengkapi dengan pengaduk
Suhu desain	30°C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi:	
Diameter	0,9353 m
Tinggi	0,9353 m
Volume cairan	0,5353 m ³
Tebal <i>shell</i>	0,1875 in
Tebal <i>Head</i>	0,25 in
Bahan	<i>Stainless Steel SA 167 tipe 316</i>
Pengaduk:	
Jenis Pengaduk	<i>Marine Propeller with 3 Blades and 4 Baffles</i>
Diameter pengaduk	0,3117 m
Lebar Pengaduk	0,0623 m
Daya Pengaduk	1 HP

VI.4. Reaktor

Tabel VI. 4 Spesifikasi Alat Reaktor

Keterangan	Reaktor
Kode alat	R-01
Fungsi	Mereaksikan Formaldehida dan Asetaldehida menjadi Pentaeritritol ($C(CH_2OH)_4$)
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Reaksi	Eksotermis
Suhu desain	45°C
Tekanan Desain	2 atm
Waktu tinggal	0,1362 jam
Dimensi:	
Diameter	1,1915 m
Tinggi	2,3362 m
Volume	1,3703 m
Tebal <i>shell</i>	0,0048 m
Head dan Bottom:	
Tipe	<i>Toripherical Dished Head</i>
Tebal	0,0064 m
Tinggi	0,2745 m
Volume <i>Head</i>	0,2282 m ³
Spesifikasi Pengaduk:	
Tipe	<i>Flat Blades Turbine and 4 Baffles</i>
Diameter	0,3972 m
Lebar Pengaduk	0,0993 m
Ketinggian	0,5163 m
Lebar <i>Buffle</i>	0,0675 m
Ketinggian Cairan	1,5490 m
Keterangan	Reaktor
Daya <i>Motor</i>	10 HP
Kecepatan pengaduk	690,2330 rpm
Jumlah	1
Coil Pendingin:	
Pendingin	Air
Suhu Masuk	30 °C
Suhu Keluar	40 °C
Panjang Koil	48,1347 m
Jumlah lilitan	6
Jumlah	1

VI.5. *Netralizer*

Tabel VI. 5 Spesifikasi Alat *Netralizer*

Keterangan	<i>Netralizer</i>
Kode alat	N-01
Fungsi	Menetralkan NaOH dengan HCOOH
Kapasitas	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Kapasitas	1334,6225 gallon
Suhu desain	45°C
Tekanan Desain	2 atm
Waktu tinggal	0,5 jam
Spesifikasi:	
Diameter tangki	1,8601 m
Tinggi tangki	2,7901 m
Tinggi atap	0,3848 m
Tinggi Total	3,1750 m
Ketebal <i>shell</i>	0,1875 in
Bahan	<i>Stainless Stell SA 167 tipe 316</i>
Keterangan	<i>Netralizer</i>
Jumlah	1 Buah
Spesifikasi Pengaduk:	
Tipe	<i>Flat Blades Turbine and 4 Baffles</i>
Diameter	0,6200 m
Lebar Pengaduk	0,1550 m
Ketinggian	0,8060 m
Lebar <i>Buffle</i>	0,1054 m
Ketinggian Cairan	2,4181 m
Daya <i>Motor</i>	13 HP
Kecepatan pengaduk	385,4789 rpm
Jumlah	1
<i>Coil pendingin</i>	
Pendingin	Air
Suhu Masuk	30°C
Suhu Keluar	40°C
Panjang Koil	65,0041 m
Jumlah lilitan	5
Jumlah	1

VI.6. Evaporator

Tabel VI. 6 Spesifikasi Alat Evaporator

Keterangan	Evaporator
Kode alat	E-01
Fungsi	Memisahkan kandungan Formaldehida, Asetaldehida, dan H ₂ O dari produk
Jenis	<i>Short vertical tube Evaporator</i> dengan tutup dan alas berbentuk <i>torispherical</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>
Jumlah	1
Tekanan	1 atm
Suhu Operasi	105 °C
Tinggi	3,0554 m
Diameter	1,1856 m
Tebal <i>shell</i>	0,1875 m
Tebal <i>head</i>	0,3125 m
Tinggi <i>shell</i>	2,7431 m
Tinggi fluida	1,8287 in
Tinggi dish	12,2895 in
Luas permukaan panas	0,3271 ft ²

VI.7. Crystallizer

Tabel VI. 7 Spesifikasi Alat Crystallizer

Keterangan	Crystallizer A	Crystallizer B
Kode alat	CR-01	CR-02
Fungsi	Mengkristalkan larutan <i>Pentaerythritol</i>	Mengkristalkan Larutan Natrium Formiat
Jenis	<i>Swenson-walker Crystallizer</i>	<i>Swenson-walker Crystallizer</i>
Kapasitas	25,4071 gallon/menit	17,4084 gallon/menit
Suhu desain	40°C	40°C
Tekanan desain	1 atm	1 atm
Waktu tinggal	2 jam	2 jam
Spesifikasi:		
Volume	13,8504 m ³	9,4900 m ³
Diameter	2,0130 m	1,3793 m
Tinggi	6,0960 m	6,0960 m
Daya	1 HP	1 HP
Kecepatan Pengaduk	7 rpm	7 rpm
Jumlah	1	1

VI.8. Centrifuge

Tabel VI. 8 Spesifikasi Alat *Centrifuge*

Keterangan	<i>Centrifuge A</i>	<i>Centrifuge B</i>
Kode alat	CF-01	CF-02
Fungsi	Memisahkan padatan hasil <i>Crystallizer-01</i> dari cairan yang masih terikut	Memisahkan padatan hasil <i>Crystallizer-02</i> dari cairan yang masih terikut
Jenis	<i>Helical Conveyor Centrifuge (Solid Bowl)</i>	<i>Helical Conveyor Centrifuge (Solid Bowl)</i>
Kapasitas	6078,8878 kg/jam	4147,4559 kg/jam
Suhu desain	40°C	40°C
Tekanan desain	1 atm	1 atm
Waktu tinggal	1,1011 menit	1,1265 menit
Spesifikasi :		
Diameter Bowl	14 in	6 in
Panjang Bowl	42 in	18 in
Putaran Helical conveyor	4000 rpm	8000 rpm
Daya	20 HP	5 HP
Panjang	3,5489 m	3,1290 m
Tinggi	1,1830 m	1,0430 m
Jumlah	1	1

VI.9. Rotary Dryer

Tabel VI. 9 Spesifikasi Alat *Rotary Dryer*

Keterangan	<i>Rotary Dryer A</i>	<i>Rotary Dryer B</i>
Kode alat	RD-01	RD-02
Fungsi	Mengeringkan <i>pentaerythrithol</i> sampai dengan kadar 98% dengan udara yang dipanaskan	Mengeringkan Natrium Formiat sampai dengan kadar 98% dengan udara yang dipanaskan
Jenis	<i>Helical Conveyor Centrifuge (Solid Bowl)</i>	<i>Helical Conveyor Centrifuge (Solid Bowl)</i>
Kapasitas	6078,8878 kg/jam	4147,4559 kg/jam
Suhu desain	80°C	80°C
Tekanan desain	1 atm	1 atm
Spesifikasi:		
Diameter <i>dryer</i>	1,5 m	1 m
Tebal <i>shell</i>	0.1875 in	0.1875 in
Panjang RD	6 m	4 m

Volume RD	10.6071 m ³	3.14 m ³
Kecepatan putaran RD	4.2023 rpm	6.3035
Kemiringan	0,04 m/m	0,04 m/m
Waktu tinggal	0.8757 jam	0.4176 jam
<i>Power motor</i>	19 HP	5 HP

VI.10. Pompa

Tabel VI. 10 Spesifikasi Alat Pompa

Keterangan	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04
Kode alat	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan CH ₂ O dari pembelian menuju tangki-01	Mengalirkan C ₂ H ₄ O dari pembelian menuju tangki-02	Mengalirkan CH ₂ O dari tangki-01 menuju reaktor-01	Mengalirkan C ₂ H ₄ O dari tangki-02 menuju reaktor-01
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
<i>Impellar</i>	<i>Radial flow</i>	<i>Radial flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Radial flow</i>
Laju alir massa	27,547 gpm	4,115 gpm	28,094 gpm	4,226 gpm
<i>Power pompa</i>	1 Hp	0,5 Hp	0,5 Hp	0,5 Hp
Spesifikasi :				
D nominal	2 in	1 in	2 in	1.00 in
Sch	80	40	40	40
ID	1.9390 in	0.9570 in	1.9390 in	0.9570 in
<i>Flow area per pipe</i>	2.9500 in ²	0.7180 in ²	2.9500 in ²	0.7180 in ²
OD	2.38 in	1.32 in	2.38 in	1,32 in

Keterangan	Pompa-05	Pompa-06	Pompa-07	Pompa-08
Kode alat	P-05	P-06	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan NaOH dari <i>Mixer-01</i> menuju reaktor-01	Mengalirkan larutan dari reaktor-01 menuju <i>Netralizer-01</i>	Mengalirkan HCOOH menuju tangki 03	Mengalirkan HCOOH dari tangki 03 menuju <i>Netralizer -01</i>
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
<i>Impellar</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Radial flow</i>	<i>Mixed Flow</i>
Laju alir massa	5,334 gpm	33,277 gpm	1,891 gpm	1,918 gpm
<i>Power</i>	0,5 Hp	0,5 Hp	0,5 Hp	0,5 Hp

pompa				
Spesifikasi :				
D nominal	1 in	2,5 in	0,75 in	0,75 in
Sch	80	80	80	80
ID	0,9570 in	2,3230 in	0,7420 in	0,742 in
<i>Flow area per pipe</i>	0,7180 in ²	4,23 in ²	0,4320 in ²	0,432 in ²
OD	1,32 in	2,88 in	1,05 in	1,05 in

Keterangan	Pompa-09	Pompa-10	Pompa-11
Kode alat	P-09	P-10	P-11
Fungsi	Mengalirkan larutan dari <i>Evaporator-01</i> menuju <i>Crystallizer-01</i>	Mengalirkan larutan dari <i>Centrifuge-01</i> menuju <i>Crystallizer-02</i>	Mengalirkan larutan dari keluaran atas evaporator menuju ke reaktor untuk recycle
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
<i>Impellar</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>
Laju alir massa	27,436 gpm	17,552 gpm	11,843 gpm
<i>Power pompa</i>	0,5 Hp	0,5 Hp	0,5 Hp
Spesifikasi:			
D nominal	2 in	1,5 in	1,25 in
Sch	80	40	40
ID	1,9390 in	1,6100 in	1,3800 in
<i>Flow area per pipe</i>	2,9500 in ²	2,0400 in ²	1,5000 in ²
OD	2,38 in	1,9000 in	1,6600 in

VI.11 Heat Exchanger

Tabel VI. 11 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

Keterangan	<i>Heat Exchanger-01</i>	<i>Heat Exchanger-02</i>	<i>Heat Exchanger-02</i>
Kode alat	HE-01	HE-02	HE-02
Fungsi	Memanaskan umpan CH ₂ O dari tangki-01 menuju reaktor-01 dari suhu 30°C ke 45°C	Memanaskan umpan C ₂ H ₄ O dari tangki-02 menuju reaktor-01 dari suhu 30°C ke 45°C	Memanaskan umpan NaOH dari <i>Mixer-01</i> menuju reaktor-01 dari suhu 30°C ke 45°C
Jenis	<i>Double Pipe Exchanger</i>	<i>Double Pipe Exchanger</i>	<i>Double Pipe Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>
Spesifikasi :			

ID	0,67 in	0,67 in	0,67 in
OD	1 in	1 in	1 in
A	21,1153 ft ²	41,3097 ft ²	41,5550 ft ²
Rd	0,026	0,02	0,096
Fluida panas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
Fluida dingin	<i>Light Organics</i>	<i>Light Organic</i>	<i>Light Organic</i>

Keterangan	<i>Heat Exchanger-04</i>	<i>Heat Exchanger-05</i>
Kode alat	HE-04	HE-05
Fungsi	Memanaskan umpan HCOOH dari tangki-03 menuju <i>Netralizer-01</i> dari suhu 30°C ke 45°C	Memanaskan udara yang nanti digunakan sebagai pemanas di <i>Rotary Dryer-01</i>
Jenis	<i>Double Pipe Exchanger</i>	<i>Double Pipe Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>
Spesifikasi:		
ID	0,67 in	0,67 in
OD	1 in	1 in
A	36,4374 ft ²	158,3636 ft ²
Rd	0,354	0,018
Fluida panas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
Fluida dingin	<i>light Organics</i>	<i>gasses</i>

VI.12. Cooler

Tabel VI. 12 Spesifikasi Alat Cooler

Keterangan	<i>Cooler-01</i>	<i>Cooler-02</i>
Kode alat	CL-01	CL-02
Fungsi	Mendinginkan keluaran <i>Evaporator-01</i> sebelum masuk ke <i>Crystallizer-01</i> dari suhu 105°C ke 45°C	Mendinginkan keluaran <i>Evaporator-01</i> sebelum masuk ke <i>reaktor</i> kembali dari suhu 105°C ke 45°C
Jenis	<i>Double Pipe Exchanger</i>	<i>Double Pipe Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>
Spesifikasi:		
ID	0,67 in	0,67 in
OD	1 in	1 in
A	62,7906 ft ²	41,8880 ft ²

Rd	0,0165	0,010
Fluida panas	<i>Light Organics</i>	<i>Light Organics</i>
Fluida dingin	<i>Cool water</i>	<i>Cool water</i>

VI.13. *Cooling conveyor*

Tabel VI. 13. Spesifikasi *Cooling Conveyor*

Keterangan	<i>Cooling Conveyor-01</i>	<i>Cooling Conveyor -02</i>
Kode alat	CC-01	CC-02
Fungsi	Alat untuk mendinginkan hasil keluaran RD-01 menuju Silo-02	Alat untuk mendinginkan hasil keluaran <i>Rotary Dryer-02</i> menuju silo-03
Jenis	<i>Cooling Conveyor</i>	<i>Cooling Conveyor</i>
Spesifikasi:		
Kapasitas	2,2727 ton/jam	1,5410 ton/jam
Diameter shaft	2 in	2 in
<i>Power motor</i>	0,5 HP	0,5 HP
Tebal jaket pendingin	2,5 in	2,5 in
Jumlah	1	1

VI.14. *Belt Conveyor*

Tabel VI. 14 Spesifikasi Alat Belt Conveyor

Keterangan	<i>Belt Conveyor-01</i>
Kode alat	BC-01
Fungsi	Alat untuk mengangkut bahan dari silo-01 menuju <i>Mixer-01</i> melewati BE-01
Jenis	<i>Flat belt</i>
Spesifikasi:	
Lebar Belt	1,5 ft
Panjang Belt	50 ft
<i>Power motor</i>	8 HP
Kapasitas	69000 kg/jam
Jumlah	1

VI.15. *Screw Conveyor*

Tabel VI. 15 Spesifikasi Alat *Screw Conveyor*

Keterangan	<i>Screw Conveyor -01</i>	<i>Screw Conveyor -02</i>	<i>Screw Conveyor -03</i>	<i>Screw Conveyor -04</i>
Kode alat	SC-01	SC-02	SC-03	SC-04
Fungsi	Alat untuk mengangkut produk dari <i>Crystallizer-01</i> menuju <i>Centrifuge-01</i>	Alat untuk mengangkut produk dari <i>Centrifuge-01</i> menuju <i>Rotary Dryer-01</i>	Alat untuk mengangkut produk dari <i>Crystallizer-02</i> menuju <i>Centrifuge-02</i>	Alat untuk mengangkut produk dari <i>Centrifuge-02</i> menuju <i>Rotary Dryer-02</i>
Jenis	<i>Helicode flight</i>	<i>Helicode flight</i>	<i>Helicode flight</i>	<i>Helicode flight</i>
Spesifikasi:				
Diameter Belt	5 in	4 in	4 in	3 in
Panjang Belt	45 ft	45 ft	45 ft	45 ft
<i>Power motor</i>	2 HP	1 HP	1 HP	1 HP
Kapasitas	6083,6371 kg/jam	1931,4318 kg/jam	4152,2052 kg/jam	1284,1722 kg/jam
Jumlah	1	1	1	1

VI.16. *Bucket Elevator*

Tabel VI. 16 Spesifikasi Alat *Bucket Elevator*

Keterangan	<i>Bucket Elevator-01</i>	<i>Bucket Elevator-02</i>	<i>Bucket Elevator -03</i>
Kode alat	BE-01	BE-02	BE-03
Fungsi	Alat untuk mengangkut bahan dari silo-01 menuju <i>Mixer-01</i>	Alat untuk mengangkut produk Pentaeritritol dari <i>Rotary Dryer-01</i> melewati BC-04 menuju silo-02	Alat untuk mengangkut produk Natrium Formiat dari <i>Rotary Dryer-02</i> melewati BC-07 menuju silo-03
Jenis	<i>Continous - Bucket Elevator</i>	<i>Continous - Bucket Elevator</i>	<i>Continous - Bucket Elevator</i>
Spesifikasi:			
Ukuran bucket	(8 x 5 1/2 x 7 1/4) in	(8 x 5 1/2 x 7 1/4) in	(8 x 5 1/2 x 7 1/4) in
Lebar <i>Belt</i>	7 in	7 in	7 in
Kecepatan <i>Belt</i>	28 rpm	28 rpm	28 rpm

<i>Power motor</i>	1 HP	1 HP	1 HP
Kapasitas	1	1	1
Jumlah	880,9135 kg/jam	2121,2121 kg/jam	1437,9773 kg/jam

VI.17. *Blower*

Tabel VI. 17 Spesifikasi Alat *Blower*

Keterangan	<i>Blower 01</i>
Kode Alat	B-01
Fungsi	Mengalirkan uap keluaran <i>Evaporator</i> menuju UPL
Jenis	<i>Blower</i> Sentrifugal
Spesifikasi:	
Jumlah Stage	1
P masuk	1 atm
P keluar	2 atm
T masuk	105 °C
T keluar	105,07 °C
Kapasitas	48667,0747 ft ³ /min
Power	7,5

BAB VII

UTILITAS

Unit pendukung proses atau sering disebut dengan unit utilitas merupakan bagian penting untuk menunjang berlangsungnya suatu proses dalam pabrik. Dalam pabrik Pentaeritritol ini sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Adapun penyediaan utilitas ini meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unit Pembangkit *Steam*
3. Unit Pembangkit Listrik
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar
5. Unit Pengolahan Limbah
6. Unit Laboratorium

VII.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam prarancangan pabrik Pentaeritritol ini, sumber air yang digunakan berasal dari PT. Sarana Catur Tirta Kelola (SCTK) yang air nya bersumber dari Sungai Ciujung yang merupakan sungai terdekat dengan pabrik dan pabrik pengolah air juga terletak dekat pabrik yang akan didirikan. Pertimbangan menggunakan air olahan sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut:

1. Air olahan merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
2. Pengolahan air yang cukup sederhana, dan pengeluaran biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air yang bersumber dari sungai langsung yang lebih rumit dan biaya pengolahannya yang umumnya lebih besar.

Air bersih pada pabrik biasanya digunakan untuk memenuhi keperluan antara lain:

1. Air pendingin

Pada umumnya, digunakan air sebagai media pendingin dikarenakan berbagai faktor, antara lain:

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar
- b. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya
- c. Dapat menyerap sejumlah panas per satuan volume yang tinggi
- d. Tidak terdekomposisi

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin:

- a. Kesadahan, yang dapat menyebabkan kerak.
- b. Oksigen terlarut, yang dapat menimbulkan korosi.
- c. Minyak, penyebab terganggunya film *corrosion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

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

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

4. Air rumah tangga dan sanitasi (air untuk domestik)

5. Air perkantoran dan laboratorium

Air bersih yang diperoleh harus diproses terlebih dahulu. Air yang telah diproses kemudian digunakan sebagai air pendingin, air minum, air umpan *Boiler* dan air proses. Air untuk umpan *Boiler* harus dilunakkan terlebih dahulu untuk menghilangkan kesadahannya dengan proses demineralisasi, deaerasi dan penambahan senyawa-senyawa kimia tertentu. Secara sederhana pengolahan air meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi dan deaerasi.

Bahan-bahan kimia yang digunakan dalam proses pengolahan air adalah sebagai berikut

- a. NaCl
- b. NaOH

VII.1.1. Proses Pengolahan Air

Proses pengolahan air bersih meliputi:

1. Air bersih akan didistribusikan ke setiap bagian unit sesuai dengan keperluannya. Untuk keperluan kantor, perumahan, poliklinik maka air

bersih yang ada dalam bak penampung unit air minum. Sedangkan air yang digunakan untuk air proses dapat langsung dialirkan dari tangki penampung melalui beberapa proses seperti *anion* dan *kation exchanger*, deaerator kemudian *Cooling Tower* untuk kebutuhan air pendingin dan boiler untuk kebutuhan steam.

VII.1.2. Kebutuhan Air

1. Air Pendingin

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

VII 1 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Reaktor	5822,4137
<i>Netralizer</i>	14150,1900
<i>Cooler</i>	681,0755
<i>Cooler</i>	514,3209
<i>Crystallizer-01</i>	13463,6643
<i>Crystallizer-02</i>	12163,6802
<i>Cooling Conveyor-01</i>	5211,5127
<i>Cooling Conveyor-02</i>	282,3164
Total	52289,1735

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

$$= 20\% \times 52289,1735 = 10457,8347 \text{ kg/jam}$$

2. Kebutuhan Air Umpan Panas

Air umpan *Boiler* digunakan untuk membuat *steam*, *steam* yang digunakan sebagai pemanas dapat dilihat pada tabel VII.2 berikut.

VII 2 Kebutuhan steam Pada Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan Air (kg/jam)
<i>Heat Exchanger</i>	HE-01	3039,2300
<i>Heat Exchanger</i>	HE-02	3595,1932
<i>Heat Exchanger</i>	HE-03	973,6851
<i>Heat Exchanger</i>	HE-04	243,9929
<i>Heat Exchanger</i>	HE-05	9566,6660
<i>Evaporator</i>	E-01	495,5562

Total	17914,3234
--------------	-------------------

Diprediksi air ang hilang pada saat *blow down* 20% dari kebutuhan air untuk membuat *steam*. Kebutuhan air *blow down Boiler* adalah

$$= 20\% \times 17914,3234 = 3582,8647 \text{ kg/jam}$$

3. Kebutuhan Air untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

Diperkirakan jumlah orang di kantor = 222 orang

Jumlah kebutuhan air tiap karyawan = 50 kg/hari

Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga dapat dilihat pada tabel VII.3 berikut ini.

VII 3 Kebutuhan Air Perkantoran

Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
Air karyawan	11.100
Bengkel	200
Politeknik	300
Laboratorium	500
Pemadam kebakaran	1.000
Kantin, masjid dan kebun	1.500
Total	14.600

Maka total kebutuhan air untuk kantor yang diperlukan adalah 14.600 kg/jam

Diperkirakan perumahan sebanyak 30 rumah. Jika masing-masing rumah rata-rata dihuni 4 orang, maka kebutuhan air untuk perumahan tersebut sekitar:

$$\text{Jumlah rumah} = 30 \text{ rumah}$$

$$\text{Kapasitas tiap rumah} = 4 \text{ orang}$$

$$\text{Kebutuhan air satu org diperkirakan} = 100 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Total Kebutuhan Rumah Tangga} = 30 \times 4 \times 100 = 12.000 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Maka total untuk keperluan domestik} = 11.100 + 3.500 + 12.000$$

$$= 26.600 \text{ kg/hari} = 1108,3333 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air yang harus diolah disajikan pada tabel VII.4 berikut:

VII 4 Total Kebutuhan Air yang Harus Diolah

Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
Air pendingin	52289,1735

Air untuk <i>steam</i>	31955,0227
Air <i>make-up</i>	1108,3333
Air keperluan domestik	8535,2530
<i>Over design</i> 10% total	52289,1735
Air untuk pemadam	41,6667
Total	93929,4492

VII.2. Unit Pembangkit *Steam*

Steam yang harus dibangkitkan adalah *steam* jenuh sebanyak 30856,2569 kg/jam dengan suhu 215 °C dan tekanan 1,4 atm yang digunakan untuk keperluan pemanas pada *heater*.

VII.3. Unit Pembangkit Listrik

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

- a. Listrik alat proses dan utilitas = 148,5286 kW
- b. Listrik alat instrumentasi dan kontrol = 7,4264 kW
- c. Listrik laboratorium, perkantoran dan lain-lain = 37,1322 kW

Total kebutuhan listrik yang diperlukan pabrik berjumlah 237,1394 kW yang dipenuhi oleh PLN. Untuk kebutuhan cadangan listrik pada generator disediakan 400 kW jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik berkurang.

VII.4. Unit Penyedia Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada *Boiler* dan diesel untuk generator pembangkit Listrik.

1. Bahan bakar untuk *Boiler* = 1452,8208 kg/jam
2. Bahan bakar untuk generator = 71,7553 kg/jam

Bahan bakar tersebut menggunakan *fuel oil* dengan total kebutuhan sebanyak 1524,5761 kg/jam.

VII.5. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan pabrik Pentaeritritol ini berupa limbah cair keluaran E-01 dan CF-02. Dalam penanganan limbah tersebut didasarkan pada jenis buangnya.

- a. Pengolahan bahan buangan cair
- b. Air buangan pabrik Pentaeritritol dapat berupa:
 - a) Air yang mengandung zat organik
 - b) Buangan air domestik
 - c) *Back wash filter*, air berminyak dari pompa
 - d) *Blow down Cooling water*

Air buangan domestic berasal dari toiler di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi, dan injeksi klorin. Klorin ini berfungsi sebagai desinfektan untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

VII.5.1. Limbah Cair

Limbah cair pada pabrik Pentaeritritol ini bersumber adalah sebagai berikut.

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

Limbah cair ini dapat di olah dengan beberapa tahapan yaitu :

- a. Pengolahan primer

Tahapan pengolahan limbah cair sebagian diolah menggunakan proses fisika.

- 1) Pengendapan

Limbah cair yang dihasilkan kemudian ditampung pada bak pengendapan. Bak pengendapan ini berfungsi untuk mengendapkan padatan terlarut dari air limbah. Pada tahapan ini juga ditambahkan koagulan $Al_2(SO_4)_3 \cdot 12H_2O$. Air limbah yang telah bersih kemudian dialirkan menuju bak penetralisasi

- 2) Netralisasi

Pada pengolahan netralisasi meliputi pengolahan fisika dan kimia, yaitu dengan penambahan *desinfektan* maupun menggunakan *ion exchanger*. Limbah cair yang dihasilkan diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi dan diinjeksikan $Al_2(SO_4)_3 \cdot 12H_2O$ yang berfungsi untuk koagulan dan Na_2CO_3 , berfungsi untuk zat penetralisasi.

b. Pengolahan Sekunder

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

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

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

c. Pengolahan Tersier

Pengolahan menggunakan proses ini dilakukan jika setelah dilakukannya pengolahan primer dan sekunder. Apabila masih adanya zat berbahaya yang terkandung dan nilai pH belum sesuai dengan spesifikasi maka perlunya pengolahan kembali.

d. Desinfeksi

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

e. Pengolahan Lumpur

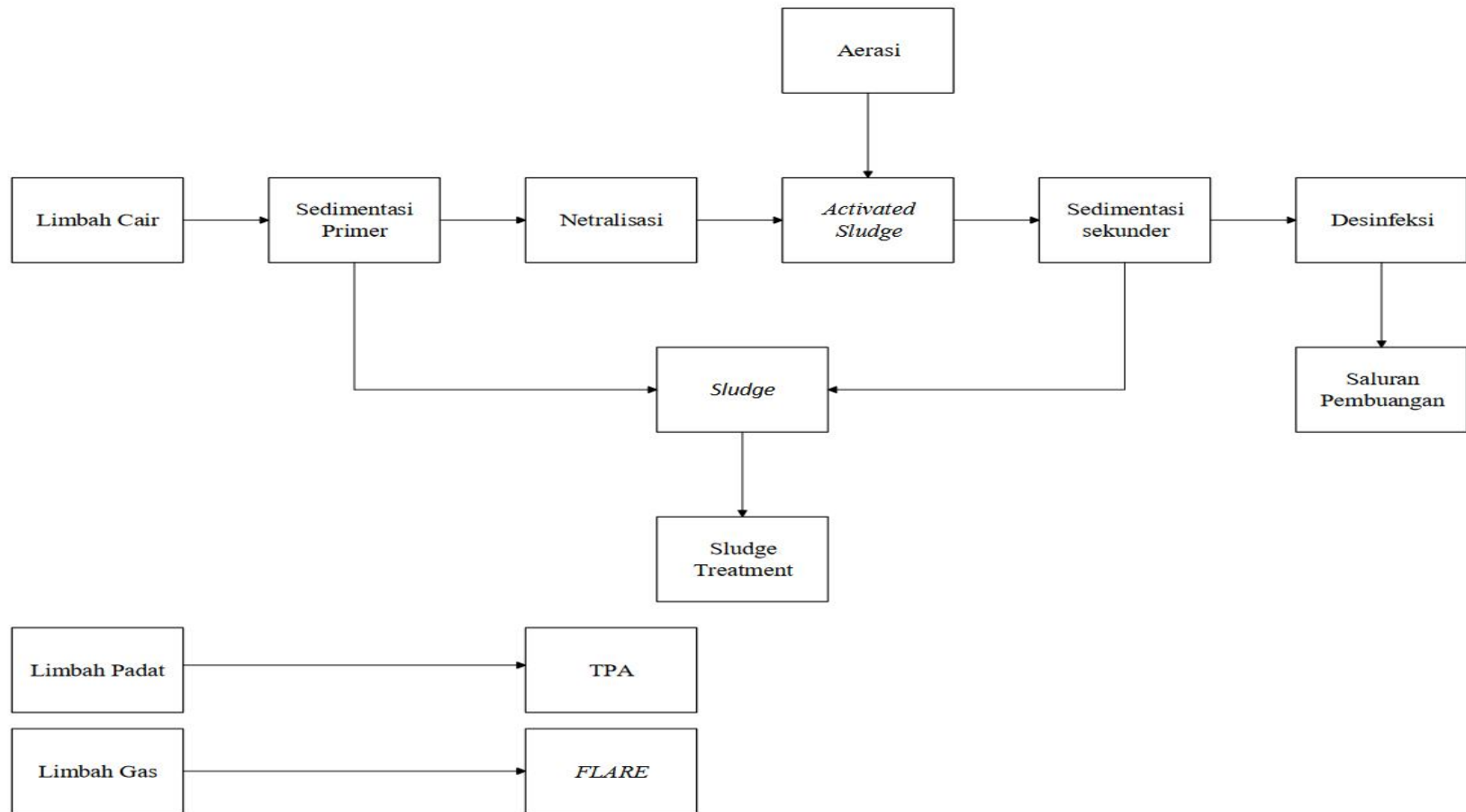
Pada proses ini akan mengolah endapan lumpur yang dihasilkan oleh pengolahan primer, sekunder, dan tersier. Di mana akan menghasilkan endapan polutan berupa lumpur yang kemudian diolah dengan diurai secara aerob sebelum disalurkan ke lahan pembuangan atau ke sungai.

VII.5.2. Limbah Padat

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

VII.5.3. Limbah Gas

Limbah gas berasal dari keluaran *Evaporator* berupa uap H₂O, uap Formaldehida dan Asetaldehida. Limbah gas tersebut nantinya akan diolah pada pengolahan limbah cair di UPL. Sistem pengolahan limbah cair, padat, dan gas dapat dilihat pada gambar VII.1 berikut.



Gambar VII 1 Diagram Alir Sistem Pengolah Limbah

VII.6. Unit Laboratorium

Keberadaan laboratorium dalam suatu pabrik sangat penting untuk mengendalikan mutu hasil produksi. Laboratorium memiliki program-program kerja untuk menganalisa arus-arus di setiap unit yang dianggap penting dan berpengaruh.

VII.6.1. Kegunaan Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan fungsi lain dari laboratorium yaitu untuk pengendalian terhadap pencemaran lingkungan baik pencemaran udara maupun pencemaran air. Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian mengenai bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas atas mutu produksi perusahaan. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku dan bahan pembantu, analisa proses dan analisa kualitas produk.

Peran lain keberadaan laboratorium adalah pengendalian pencemaran lingkungan. Tugas laboran adalah sebagai berikut.

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

VII.6.2. Program Kerja Laboratorium

Program kerja laboratorium dibagi menjadi 2 bagian diantaranya:

1. Analisa bahan baku dan produk

Dalam upaya pengendalian mutu produk pabrik ini, maka akan dioptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu. Adapun analisa pada proses pembuatan asetanilida meliputi kemurnian, warna, densitas, viskositas, titik didih, *specific gravity* dan *impurities*.

2. Analisa untuk keperluan Utilitas

Adapun analisa untuk keperluan utilitas meliputi:

- a. Analisa *Feed Water*, yang di analisa meliputi *Dissolved Oxygen*, pH, *Hardness*, total solid, *suspended solid* serta *oil organic matter*.
- b. Analisa air umpan *Boiler*, yang di analisa meliputi alkalinitas total, Natrium *phosphate, chloride*, pH, *oil* dan *organic matter*, total solid serta konsentrasi silika,
- c. Air minum yang dihasilkan dianalisa meliputi pH, kadar klor dan kekeruhan.
- d. Air bebas mineral, yang dianalisa meliputi pH, kesadahan, jumlah O terlarut dan kadar Fe.

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini di bagi menjadi 3 bagian:

a) Laboratorium Fisik (Pengamatan)

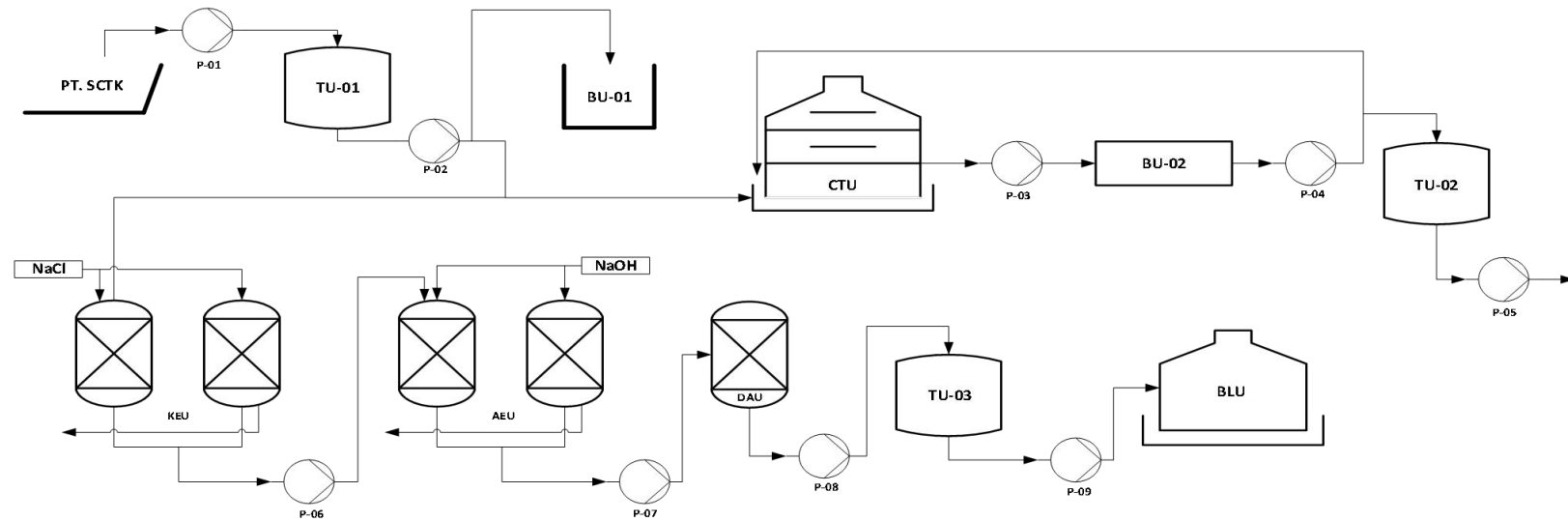
Kerja dan tugas-tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika semua *steam* yang berasal dari proses produksi maupun tangki, serta mengeluarkan "*Certificate of Quality*" untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku,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

b) Laboratorium Analitik

Kerja dan tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi terhadap bahan baku, bahan penunjang. produk akhir, analisa air dan bahan kimia yang digunakan (*additive*, katalis, bahan injeksi, dan lain-lain).

c) Laboratorium Penelitian, Pengembangan, dan Perlindungan Lingkungan

Kerja dan tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait. Dalam proses untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan, termasuk didalamnya adalah kemungkinan pergantian, penambahan dan pengurangan alat proses.



Gambar VII 2 Diagram Alir Pengolahan Air Utilitas

Keterangan:

- | | |
|--|------------------------------------|
| 1. BU-01: Bak Penampung Sementara Air Bersih | 6. TU-03: Boiler Feed Water Tank |
| 2. BU-02: Bak Air Pendingin | 7. AEU/KEU: Anion/Kation Exchanger |
| 3. CTU: Cooling Tower | 8. DAU: Deaerator |
| 4. TU-01: Tangki Penyimpanan Sementara | 9. BLU: Boiler |
| 5. TU-02: Tangki Air Pendingin | |

BAB VIII

LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES

VIII.1. Lokasi Pabrik

Dalam perancangan pabrik, penentuan dan pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu faktor yang sangat penting. Hal tersebut dikarenakan mempengaruhi kegiatan pabrik, baik dalam produksi maupun distribusi produk. Nilai ekonomi dari pabrik yang akan didirikan juga berkaitan dengan penentuan dan pemilihan lokasi pabrik. Pabrik Pentaeritritol dari Formaldehida dan Asetaldehida dengan kapasitas 15.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Kawasan Industri Modern Cikande, Serang, Banten dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut.

VIII.1.1. Sumber Bahan Baku

Bahan baku adalah faktor utama dalam penentuan lokasi pabrik ini. Pabrik Pentaeritritol ini akan didirikan di Kawasan Industri Modern Cikande, Serang, Banten. Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan operasi pabrik sehingga keberadaannya harus benar-benar diperhatikan. Lokasi pabrik harus dekat dengan sumber bahan baku, yaitu Formaldehida, Asetaldehida dan Natrium Hidroksida. Kebutuhan Formaldehida dapat dipenuhi dari PT. Dover Chemical Banten. Untuk Asetaldehida diperoleh dari PT. Indo Acidatama, Surakarta dan untuk Natrium Hidroksida dapat diperoleh dari PT. Sulfindo Adiusaha Banten. Dan bahan pembantu Asam Formiat dipenuhi dari PT. Sintas Kurama, Cikampek.

Besar kecilnya pangsa pasar yang dikuasai oleh suatu perusahaan akan mempengaruhi perkembangan pabrik di masa yang akan datang Pabrik Pentaeritritol yang akan didirikan ini bertujuan untuk memenuhi permintaan dalam negeri dan luar negeri Berdirinya pabrik Pentaeritritol diharapkan akan berdiri pabrik-pabrik yang menggunakan bahan baku Pentaeritritol dalam produksinya Sehingga dengan berdirinya pabrik-pabrik baru dapat menambah devisa negara.

VIII.1.2. Iklim

Kondisi alam (iklim) dari area yang akan dibangun pabrik harus mendukung dalam arti kondisinya memang harus sesuai dengan yang dibutuhkan. Di daerah Serang, Banten merupakan daerah dengan iklim kering. Hal ini mengakibatkan kawasan daerah Serang, Banten memiliki kelembaban yang tinggi serta suhu yang tinggi. Mengingat kondisi tersebut, maka Kawasan Industri Modern Cikande cocok untuk dijadikan lokasi pabrik Pentaeritritol.

VIII.1.3. Fasilitas Transportasi

Pendirian pabrik harus ditempatkan dekat dengan pasar, bahan baku, atau dekat persimpangan antara pasar dan bahan baku dan dapat juga dengan pelabuhan, jalan kereta api, jalan raya, yang mana bertujuan untuk memudahkan transportasi dan mengurangi biaya yang dikeluarkan baik oleh perusahaan ataupun oleh karyawan. Lokasi pabrik Pentaeritritol terletak dekat dengan jalan raya antar kota sehingga mempermudah penyebaran produk ke berbagai daerah. Lokasi pabrik Pentaeritritol dekat dengan pelabuhan sehingga memudahkan penyebaran produksi maupun proses ekspor-impor bahan yang tidak terpenuhi di Indonesia.

VIII.1.4. Fasilitas Air

Pabrik yang akan didirikan haruslah dekat dengan sumber air. Dengan dekatnya lokasi sumber air maka jalannya proses suatu pabrik akan lebih mudah, karena jalannya dari suatu proses sangatlah membutuhkan air yang banyak baik untuk proses produksi, aktifitas kantor, dan sebagainya. Pabrik Pentaeritritol suplai air diperoleh dari PT. Sarana Tirta Catur Kelola (STCK) yang airnya bersumber dari Sungai Ciujung. Sedangkan suplai listrik diperoleh dari PLN dan generator yang digunakan sebagai cadangan

VIII.1.5. Tenaga Kerja

Agar suatu pabrik berjalan dengan baik disamping tersedianya alat-alat proses yang lengkap dan bahan baku yang dipergunakan diperlukan juga tenaga kerja guna menjalankan proses mulai dari pengolahan bahan baku sampai dengan diperolehnya produk akhir. Oleh karena itu pendirian pabrik dirancang tidak jauh (tetapi tidak terlalu dekat) dari lokasi pemukiman tenaga kerja tersebut, agar tidak susah dalam mencari tenaga kerja. Kebutuhan tenaga kerja sangat mudah

tercukupi karena di Indonesia khususnya di Serang, Banten, memiliki tenaga kerja yang cukup banyak, baik sebagai tenaga ahli, menengah, maupun sebagai buruh kasar.

VIII.1.6. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik haruslah memperhitungkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun kedepan (jangka panjang). Karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area dari pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

VIII.1.7. Peraturan Daerah

Dalam mendirikan suatu bangunan (pabrik) haruslah dilengkapi dengan surat-surat dari instansi yang terkait, baik itu pemda ataupun dari badan pertanahan setempat serta dari instansi lainnya yang terkait. Lahan yang akan didirikan pabrik harus bebas dari sengketa kasus-kasus yang lain, agar pendirian pabrik tidak mengalami kesulitan pada saat membangun maupun pada saat mendatang.

Di daerah Serang, Banten memiliki wilayah kawasan industri, sehingga masyarakatnya telah terbiasa untuk menerima kehadiran suatu pabrik di daerahnya. Selain itu masyarakat juga dapat mengambil keuntungan dengan pendirian pabrik ini.

VIII.2. *Layout* Pabrik

Tata letak pabrik merupakan suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi pabrik, sehingga terjadi hubungan yang efisien dan efektif antara karyawan, peralatan dan proses material dari bahan baku menjadi produk dan sarana prasarana seperti utilitas, taman, mushola, tempat parkir, dan lain-lain. Untuk memperoleh kondisi yang maksimal, maka ada hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik, yaitu:

1. Adanya kemungkinan perluasan pabrik seperti penambahan unit baru sebagai pengembangan pabrik di masa mendatang, sehingga tidak menimbulkan kesulitan di masa yang akan datang.

2. Unit utilitas dan sumber tenaga ditempatkan terpisah dari area proses sehingga dapat menjamin operasi berjalan dengan aman.
3. Keselamatan merupakan faktor penting yang ada dalam tata letak pabrik. Jalan-jalan dalam pabrik harus cukup lebar dan memperhatikan faktor keselamatan manusia, sehingga lalu lintas dalam pabrik dapat berjalan dengan baik.
4. Penyediaan *service area* seperti kantin tempat parkir, ruang ibadah, dan lain-lain diatur sedemikian rupa sehingga tetap terjangkau dari tempat kerja.

Secara garis besar, tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

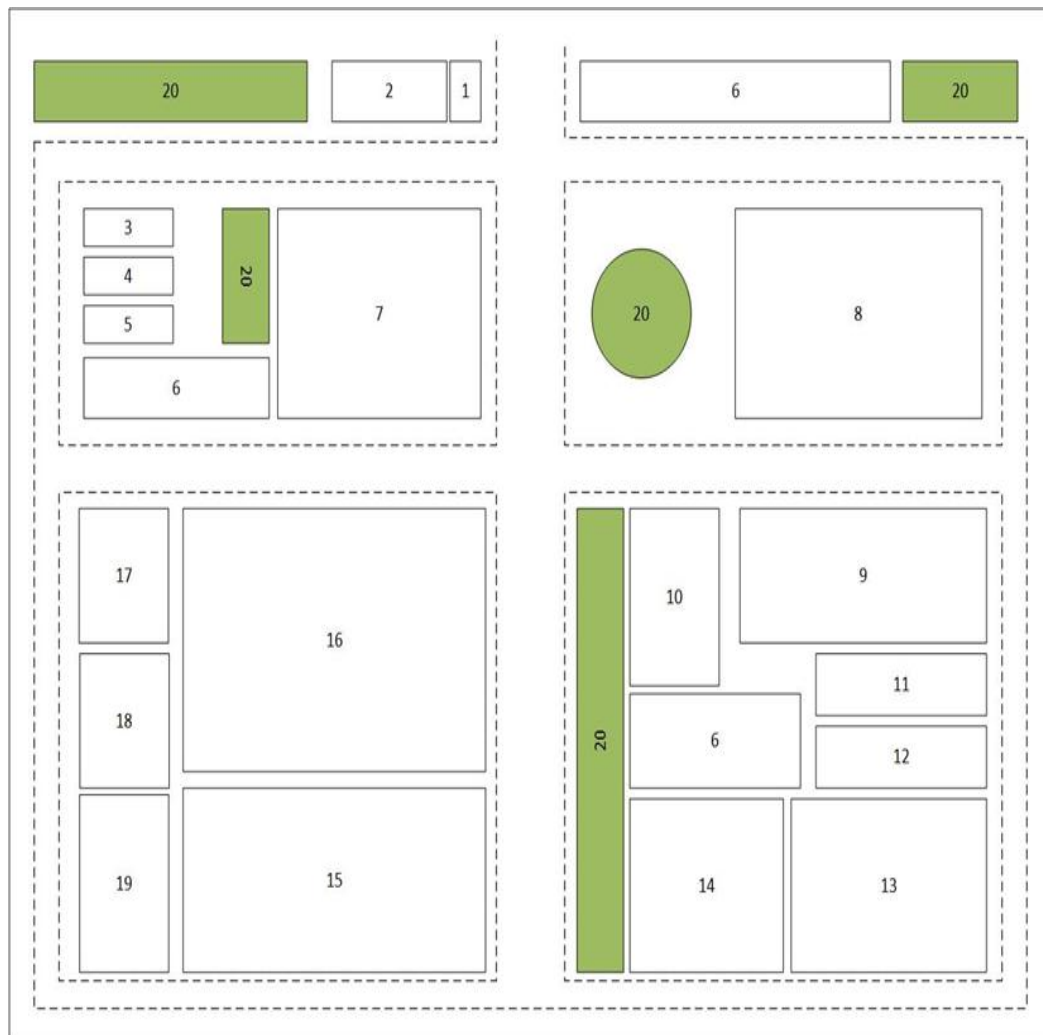
1. Daerah administrasi/perkantoran
2. Daerah laboratorium
3. Daerah proses dan control
4. Daerah pergudangan
5. Daerah utilitas

Rincian luas area pabrik

Tabel VIII 1 Rincian Area Bangunan Pabrik Pentaeritritol

Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
Masjid	25	20	500
Parkir 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
Gedung Serbaguna	40	30	1200
Kantor Diklat	30	20	600
Kantor utama	40	30	1200
Parkir Karyawan	40	40	1600
Area proses	85	46	3845
Area Penyimpanan Alat	45	20	900
<i>Maintenance</i>	45	20	900
<i>Safety</i> dan pemadam kebakaran	16	14	224
Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Utilitas	24	10	240
<i>Utility Control</i>	10	15	150
Laboratorium	12	16	300

<i>Control Room</i>	20	15	750
Gudang	30	25	300
Parkir Truk	20	15	3600
Area Perluasan pabrik	120	30	1200
Jalan	60	20	300
Luas Tanah			20034
Luas Bangunan			14859
Total	316,5	209,5	20034



Gambar VIII. 1 Tata Letak Bangunan Pabrik

Keterangan :

- | | |
|------------------------------------|------------------------|
| 1. Pos Penjaga | 11. Gudang Bahan Kimia |
| 2. Kantor Keamanan | 12. Bengkel |
| 3. Kantin | 13. Gudang Alat |
| 4. Koperasi | 14. Pemadam Kebakaran |
| 5. Poliklinik | 15. Area Perluasan |
| 6. Parkir | 16. Area Proses |
| 7. Kantor Pusat | 17. Area Penyimpanan |
| 8. Sarana Olahraga dan Ibadah | 18. Pengolahan Air |
| 9. Kantor Teknik dan Produksi | 19. Area Utilitas |
| 10. Laboratorium Pengendalian Mutu | 20. Taman |

VIII.3. *Layout* Peralatan

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

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran Udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah hembusan angin juga perlu diperhatikan.

3. Pencahayaan

Pencahayaan pada seluruh area pabrik harus memadai. Bahkan, perlu diberi penerangan tambahan pada tempat-tempat dengan proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

4. Lalu Lintas Manusia

Perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Sehingga jika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

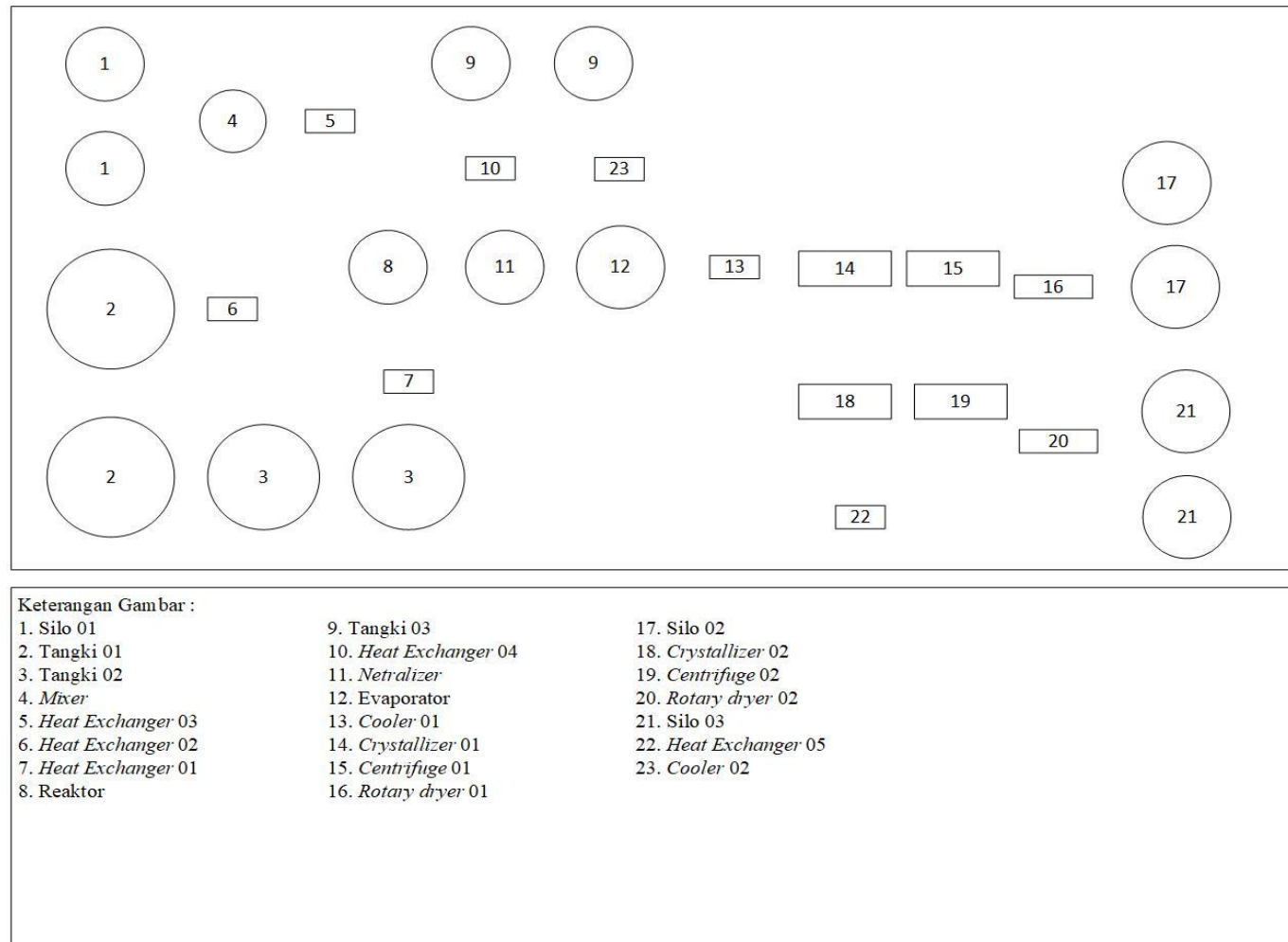
5. Jarak antar Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai tekanan operasi ataupun suhu operasi yang tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat-alat lainnya.

6. Pertimbangan Ekonomi

Dalam menenpatkan alat-alat proses pada pabrik, diusahakan dapat meminimalisir biaya operasi dengan tetap menjamin kelancaran serta keamanan proses produksi sehingga dapat memberikan keuntungan dari sisi ekonomi

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



Gambar VIII. 2 Tata Letak Alat Proses

BAB IX

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

IX.1. Organisasi Perusahaan

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

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

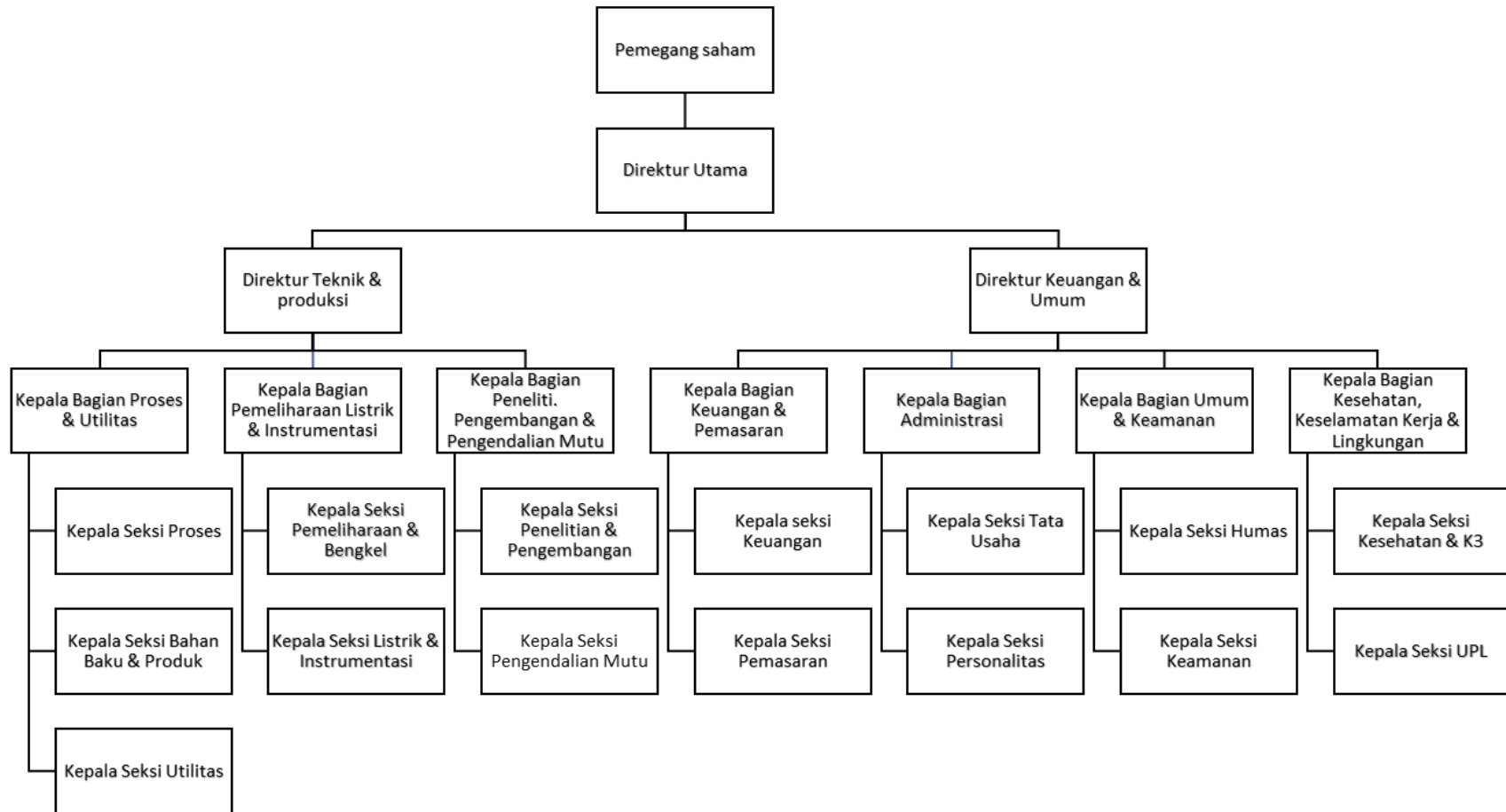
IX.2. Struktur Organisasi

Pada setiap perusahaan atau pabrik memerlukan struktur organisasi dalam kegiatan proses produksinya yang berfungsi untuk memperjelas dan mempertegas kedudukan, tugas, dan wewenang, serta hubungan kerja antara satu bagian ke bagian yang lainnya. Hal ini juga untuk mempermudah untuk mencapai tujuan organisasi yang telah ditetapkan.

Berikut merupakan urutan jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini:

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

Berikut bagan struktur organisasi Perusahaan:



Gambar IX. 1 Struktur Organisasi Pabrik Pentaritrul

IX.3. Tugas dan Wewenangan

IX.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan sejumlah orang yang turut serta dalam pemberian modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi produksi perusahaan tersebut dengan cara membeli saham perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk persoalan tersebut adalah rapat umum pemegang saham. Peranan dalam rapat saham adalah sebagai berikut.

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

IX.3.2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas dan wewenang komisaris adalah sebagai berikut.

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

IX.3.3. Direktur Utama

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

1. Menentukan sasaran akhir bagi perusahaan dan merumuskan kebijakan-kebijakan sehingga organisasi dapat mencapai tujuan tersebut.
2. Menentukan strategi perusahaan.
3. Memilih dan mengangkat, serta mengevaluasi kinerja manager direktur.

4. Menentukan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab atas pekerjaan pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.
5. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, dan karyawan.
6. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dan persetujuan rapat umum pemegang saham.
7. Memberikan pertimbangan penting dalam rangka pengambilan keputusan yang berdampak terhadap seluruh kehidupan perusahaan.

Direktur utama membawahi beberapa direktur, yaitu:

a. **Direktur Teknik dan Produksi**

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

b. **Direktur Keuangan Dan Umum**

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

IX.3.4. Sekretaris

Sekretaris adalah karyawan perusahaan yang menjalankan fungsi pelayanan terhadap manager direktur dan manager fungsional. Adapun tugas dan wewenang dari sekretaris sebagai berikut:

- a. Melayani hubungan yang bersifat informatif baik melalui surat maupun komunikasi langsung.
- b. Memelihara kelancaran proses produksi dan mengembangkan rencana teknik produksi.
- c. Mengendalikan kegiatan operasional produksi diikuti dengan pengambilan tindakan koreksi yang diperlukan.
- d. Melaksanakan kegiatan produksi dengan jalan memimpin dan mengkoordinasikan para bawahannya dalam rangka pencapaian tujuan akhir.

IX.3.5. Staff Ahli dan Litbang

Adapun tugas dan wewenang staf ahli yaitu memberikan saran dalam perencanaan pengembangan Perusahaan, mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi Perusahaan, dan memberikan saran dalam bidang hukum.

Staf penelitian dan pengembang terdiri dari para ahli sebagai pembantu dan bertanggung jawab direktur terhadap direktur utama. Adapun tugas dan wewenang staf litbang yaitu mempertinggi suatu produk, efisiensi kerja dan memperbaiki proses produksi.

IX.3.6. Kepala Bagian

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

1. Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum membawahi seksi personalia, seksi humas dan seksi keamanan. Tugas seksi personalia yaitu membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang baik agar kegiatan produksi efisien, mengusahakan disiplin kerja agar tercipta kondisi kerja yang dinamis. Tugas seksi humas adalah mengkoordinasi hubungan perusahaan dengan masyarakat luar. Tugas seksi keamanan yaitu menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan, mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan dalam lingkungan perusahaan, menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan perusahaan.

2. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Kepala bagian proses dan utilitas memiliki tugas dan tanggung jawab untuk mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku serta utilitas.

3. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Kepala bagian pemeliharaan Listrik dan instrumentasi mempunyai tanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

4. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu

Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu memiliki tugas dan tanggung jawab untuk mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukaan keuangan.

5. Kepala Bagian Keuangan

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

6. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab kepada direktur umum dan keuangan dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala bagian pemasaran membawahi seksi pembelian dan pemasaran. Tugas seksi pembelian yaitu melaksanakan kegiatan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan oleh perusahaan dan mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang. Tugas seksi pemasaran ialah menyusun strategi penjualan hasil dan mengatur distribusi barang dari gudang.

7. Kepala Bagian Administrasi

Kepala Bagian administrasi memiliki tanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia, dan rumah tangga perusahaan.

8. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Kepala bagian humas dan keamanan memiliki tanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

9. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Kepala bagian kesehatan keselamatan kerja dan lingkungan mempunyai tanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan serta keselamatan kerja karyawan.

IX.3.7. Kepala Seksi

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

1. Kepala Seksi Proses

Kepala seksi proses memiliki tugas yaitu memimpin langsung serta membantu kelancaran proses produksi.

2. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produksi

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

3. Kepala Seksi Utilitas

Kepala seksi utilitas memiliki tanggung jawab terhadap penyediaan air, *steam*, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

4. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Kepala seksi pemeliharaan dan bengkel memiliki tanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian, serta perbaikan alat-alat maupun fasilitas pendukungnya.

5. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Kepala seksi listrik dan instrumentasi memiliki tanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

6. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Kepala seksi bagian penelitian dan pengembangan memiliki tugas yaitu mengkoordinasikan kegiatan-kegiatan yang berhubungan dan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

7. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Kepala seksi laboratorium dan pengendalian mutu memiliki tugas yaitu menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk, dan limbah.

8. Kepala Seksi Keuangan

Kepala seksi keuangan memiliki tanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

9. Kepala Seksi Pemasaran

Kepala seksi pemasaran memiliki tugas yaitu mengkoordinasikan kegiatan yang pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

10. Kepala Seksi Tata Usaha

Kepala seksi tata usaha memiliki tanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kotor.

11. Kepala Seksi Personalia

Kepala seksi personalia memiliki tugas yaitu mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

12. Kepala Seksi Humas

Kepala seksi humas memiliki tugas yaitu menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

13. Kepala Seksi Keamanan

Kepala seksi keamanan memiliki tugas yaitu menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

14. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Kepala seksi Kesehatan dan keselamatan kerja memiliki tugas yaitu mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

15. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Kepala seksi unit pengolahan limbah memiliki tanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

IX.4. Pembagian Jam Kerja

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

1. Karyawan *non shift*

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

Senin – jumat : pukul 08.00 WIB - 16.00 WIB

Sabtu : pukul 08.00 WIB - 12.00 WIB

2. Karyawan *Shift*

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

Shift pagi : pukul 07.00 WIB - 15.00 WIB

Shift sore : pukul 15.00 WIB - 23.00 WIB

Shift malam : pukul 23.00 WIB - 07.00 WIB

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

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

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

Keterangan :

P: *shift* pagi

S: *shift* siang

M: *shift* malam

L: Libur

IX.5. Perincian Tugas dan Keahlian

Berikut ini adalah *rinchihaan* tugas dan keahlian :

1. Direktur Utama : S3/S2 Teknik Kimia
2. Direktur Teknik dan Produksi : S2/S1 Teknik Kimia
3. Direktur Keuangan dan Umum : S2/S1 Ekonomi
4. Staf Ahli dan Litbang : S2 Teknik Kimia, Ekonomi, dan Hukum
5. Sekretaris : S1 atau DIII Sekretaris
6. Kepala Bagian Produksi : S1 Teknik Kimia
7. Kepala Bagian Teknik : S1 Teknik Mesin
8. Kepala Bagian Keuangan : S1 Ekonomi
9. Kepala Bagian Pemasaran : S1 Ekonomi
10. Kepala Bagian Umum : S1 Teknik Kimia
11. Kepala Bagian Listrik dan Instrumentasi: S1 Teknik Industri
12. Kepala Bagian K3 : S1 Semua Jurusan
13. Kepala Seksi Proses : DIII Teknik Kimia
14. Kepala Seksi Gudang : DIII Manajemen
15. Kepala Seksi Pengendalian : DIII Elektro/Listrik
16. Kepala Seksi Laboratorium : DIII Teknik Kimia
17. Kepala Seksi Utilitas : DIII Teknik Mesin
18. Kepala Seksi Pemeliharaan : DIII Teknik Mesin
19. Kepala Seksi Administrasi : DIII Manajemen
20. Kepala Seksi Kas : DIII Akuntansi

21. Kepala Seksi Pemasaran	: DIII Semua Jurusan
22. Kepala Seksi Pembelian	: DIII Manajemen
23. Kepala Seksi Keamanan	: DIII Semua Jurusan
24. Kepala Seksi Humas	: DIII Manajemen
25. Kepala Seksi Personalia	: Sarjana Psikologi
26. Kepala Satpam	: Purna Perwira, TNI/Polisi
27. Operator	: SMK/SMU/Sederajat
28. Karyawan Biasa	: SMK/SMU/Sederajat
29. Karyawan Pemeliharaan	: STM
30. Medis	: Doktor
31. Paramedis	: Perawat
32. Lain-lain	: SD/SMP/SMA Sederajat

IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

IX.6.1. Sistem Kepegawaian

Pembagian karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut:

a. Karyawan Tetap

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

b. Karyawan Harian

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

c. Karyawan Borongan

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

IX.6.2. Sistem Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Sistem gaji pegawai di pabrik terbagi menjadi tiga golongan yaitu :

a. Gaji Bulanan

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

b. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

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

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

Tabel IX 2 Komposisi dan Sistem Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
Staff Ahli dan Litbang	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
Sekretaris	3	Rp5.000.000	Rp15.000.000
Kepala Bagian Produksi	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000
Kepala Bagian Teknik	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000
Kepala Bagian K3	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000
Kepala Bagian Umum	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000
Kepala Bagian Keuangan dan administrasi	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000
Kepala Seksi Proses	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000
Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Kepala Seksi Gudang	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
Kepala Seksi Pengendalian	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
Kepala Seksi Laboratorium	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
Kepala Seksi Penjualan	1	Rp5.000.000	Rp5.000.000
Kepala Seksi Pembelian	1	Rp5.000.000	Rp5.000.000

Kepala Seksi Pemeliharaan	1	Rp5.000.000	Rp5.000.000
Kepala Seksi Utilitas	1	Rp5.000.000	Rp5.000.000
Kepala Seksi Administrasi	1	Rp5.000.000	Rp5.000.000
Kepala Seksi Kas	1	Rp5.000.000	Rp5.000.000
Kepala Seksi Personalia	1	Rp5.000.000	Rp5.000.000
Kepala Seksi Humas	1	Rp5.000.000	Rp5.000.000
Kepala Seksi Keamanan	1	Rp5.000.000	Rp5.000.000
Karyawan Proses	35	Rp4.000.000	Rp140.000.000
Karyawan Pengendalian	15	Rp4.000.000	Rp60.000.000
Karyawan Laboratorium	15	Rp4.000.000	Rp60.000.000
Karyawan Penjualan	5	Rp4.000.000	Rp20.000.000
Karyawan Pembelian	5	Rp4.000.000	Rp20.000.000
Karyawan Pemeliharaan	15	Rp4.000.000	Rp60.000.000
Karyawan Utilitas	15	Rp4.000.000	Rp60.000.000
Karyawan Administrasi	5	Rp3.000.000	Rp15.000.000
Karyawan Kas	5	Rp3.000.000	Rp15.000.000
Karyawan Personalia	5	Rp5.000.000	Rp25.000.000
Karyawan Humas	5	Rp3.000.000	Rp15.000.000
Karyawan Keamanan	15	Rp3.000.000	Rp45.000.000
HSE	8	Rp5.000.000	Rp40.000.000
Karyawan Lain-lain	20	Rp3.000.000	Rp60.000.000
Medis	8	Rp4.000.000	Rp32.000.000
Sopir	5	Rp3.000.000	Rp15.000.000
<i>Cleaning Service</i>	15	Rp3.000.000	Rp45.000.000
Total	222	Rp257.000.000	Rp931.000.000

IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

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

a. Pakaian Kerja

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

b. Tunjangan

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

c. Cuti

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

d. Pengobatan

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

e. Asuransi Tenaga Kerja

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

IX.8. Manajemen Perusahaan

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perusahaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan

agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali.

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian. Perencanaan adalah merupakan suatu tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.

BAB X

EVALUASI EKONOMI

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

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

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

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*)
Meliputi:
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)
Meliputi:
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Total Pendapatan
Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:
 - a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
 - b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
 - c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

X.1. Dasar Perhitungan

Pabrik Pentaeritritol ini didirikan pada tahun 2028.

Kapasitas produksi : 15.000 ton/tahun

Satu tahun operasi : 330 Hari

Nilai kurs (1 Maret 2024) : Rp15.701,95

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

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

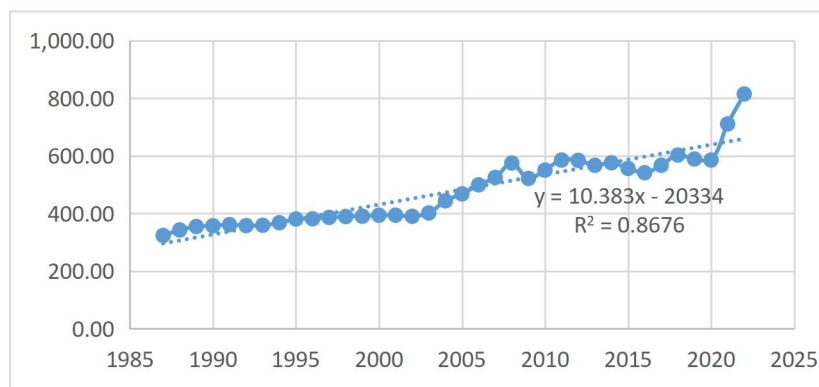
Tabel X. 1 Indeks dari *Chemical Engineering Plant Cost Index*

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

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

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

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



Gambar X. 1 Grafik Ekstrapolasi Indeks Harga

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

Nilai tukar mata uang Amerika Serikat terhadap rupiah pada 1 Maret 2024 berdasarkan Bank Indonesia yaitu $1\text{US\$} = \text{Rp. } 15.701,95$. Untuk penentuan harga alat digunakan persamaan:

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

(*Chemical_engineering_cost_estimation_ari.Pdf*, n.d.)

Di mana:

Ex : Harga pembelian 2028

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi 2024

Nx : Indeks harga pada tahun 2028

Ny : Indeks harga pada tahun referensi 2014

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

Tabel X. 2 Daftar Harga Alat

Sumber: www.matche.com

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Parameter	Harga \$		Total Harga	
				Tahun 2014 (\$)	Tahun 2028 (\$)	\$	Rp.
Tangki CH ₂ O	T-01	2	Volume (Gallon)	\$641.700,00	\$646.160,68	\$1.292.321,35	Rp20.291.965.230
Tangki C ₂ H ₄ O	T-02	2	Volume (Gallon)	\$270.000,00	\$271.876,86	\$543.753,72	Rp8.537.993.786
Tangki HCOOH	T-03	2	Volume (Gallon)	\$253.800,00	\$255.564,25	\$511.128,50	Rp8.025.714.158
Silo NaOH	T-04	2	Volume (Gallon)	\$133.700,00	\$134.629,39	\$269.258,79	Rp4.227.888.034
Silo C(CH ₂ OH) ₄	T-05	2	Volume (Gallon)	\$301.600,00	\$303.696,52	\$607.393,05	Rp9.537.255.280
Silo HCOONa	T-06	2	Volume (Gallon)	\$240.100,00	\$241.769,02	\$483.538,03	Rp7.592.490.029
<i>Mixer</i>	M-01	1	Volume (Gallon)	\$260.200,00	\$262.008,74	\$262.008,74	Rp4.114.048.117
Reaktor	R-01	1	Volume (Gallon)	\$93.100,00	\$93.747,17	\$93.747,17	Rp1.472.013.373
<i>Netralizer</i>	N-01	1	Volume (Gallon)	\$186.000,00	\$187.292,95	\$187.292,95	Rp2.940.864.526
<i>Evaporator</i>	E-01	1	Area (ft ²)	\$17.000,00	\$17.118,17	\$17.118,17	Rp268.788.693
<i>Crystallizer</i>	CR-01	1	Volume (Gallon)	\$293.600,00	\$295.640,91	\$295.640,91	Rp4.642.138.843
<i>Crystallizer</i>	CR-02	1	Volume (Gallon)	\$232.800,00	\$234.418,27	\$234.418,27	Rp3.680.823.988
<i>Centrifuge</i>	CF-01	1	Diameter (<i>inch</i>)	\$72.700,00	\$73.205,36	\$73.205,36	Rp1.149.466.941
<i>Centrifuge</i>	CF-02	1	Diameter (<i>inch</i>)	\$27.000,00	\$27.187,69	\$27.187,69	Rp426.899.689
Pompa	P-01	1	Diameter (<i>inch</i>)	\$7.000,00	\$7.048,66	\$7.048,66	Rp110.677.697
Pompa	P-02	1	Diameter (<i>inch</i>)	\$4.300,00	\$4.329,89	\$4.329,89	Rp67.987.728
Pompa	P-03	1	Diameter (<i>inch</i>)	\$7.000,00	\$7.048,66	\$7.048,66	Rp110.677.697
Pompa	P-04	1	Diameter (<i>inch</i>)	\$4.300,00	\$4.329,89	\$4.329,89	Rp67.987.728
Pompa	P-05	1	Diameter (<i>inch</i>)	\$7.000,00	\$7.048,66	\$7.048,66	Rp110.677.697

Pompa	P-06	1	Diameter (<i>inch</i>)	\$4.500,00	\$4.531,28	\$4.531,28	Rp71.149.948
Pompa	P-07	1	Diameter (<i>inch</i>)	\$3.500,00	\$3.524,33	\$3.524,33	Rp55.338.849
Pompa	P-08	1	Diameter (<i>inch</i>)	\$8.100,00	\$8.156,31	\$8.156,31	Rp128.069.907
Pompa	P-09	1	Diameter (<i>inch</i>)	\$7.000,00	\$7.048,66	\$7.048,66	Rp110.677.697
Pompa	P-10	1	Diameter (<i>inch</i>)	\$7.000,00	\$7.048,66	\$7.048,66	Rp110.677.697
Pompa	P-11	1	Diameter (<i>inch</i>)	\$7.000,00	\$7.048,66	\$7.048,66	Rp110.677.697
<i>Expansion Valve</i>	EX-01	1	Diameter, m	\$24.300,00	\$24.468,92	\$24.468,92	Rp384.209.720
<i>Blower</i>	B-01	1	capacity (ft ³ /min)	\$47.800,00	\$48.132,27	\$48.132,27	Rp755.770.561
Filter udara	F	1	Luas Area (ft ²)	\$246.500,00	\$248.213,51	\$248.213,51	Rp3.897.436.052
<i>Cooling Conveyor</i>	BC-01	1	Diameter (<i>inch</i>) & Length (ft)	\$23.400,00	\$23.562,66	\$23.562,66	Rp369.979.731
<i>Cooling Conveyor</i>	BC-02	1	Diameter (<i>inch</i>) & Length (ft)	\$23.400,00	\$23.562,66	\$23.562,66	Rp369.979.731
<i>Belt Conveyor</i>	BC-03	1	Diameter (<i>inch</i>) & Length (ft)	\$23.400,00	\$23.562,66	\$23.562,66	Rp369.979.731
<i>Screw Conveyor</i>	SC-01	1	Diameter (<i>inch</i>) & Length (ft)	\$4.200,00	\$4.229,20	\$4.229,20	Rp66.406.618
<i>Screw Conveyor</i>	SC-02	1	Diameter (<i>inch</i>) & Length (ft)	\$3.400,00	\$3.423,63	\$3.423,63	Rp53.757.739
<i>Screw Conveyor</i>	SC-03	1	Diameter (<i>inch</i>) & Length (ft)	\$3.400,00	\$3.423,63	\$3.423,63	Rp53.757.739
<i>Screw Conveyor</i>	SC-04	1	Diameter (<i>inch</i>) & Length (ft)	\$2.600,00	\$2.618,07	\$2.618,07	Rp41.108.859
<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	1	Diameter (<i>inch</i>) & Length (ft)	\$10.800,00	\$10.875,07	\$10.875,07	Rp170.759.876
<i>Bucket Elevator</i>	BE-02	1	Diameter (<i>inch</i>) & Length (ft)	\$10.800,00	\$10.875,07	\$10.875,07	Rp170.759.876
<i>Bucket Elevator</i>	BE-03	1	Diameter (<i>inch</i>) & Length (ft)	\$10.800,00	\$10.875,07	\$10.875,07	Rp170.759.876
<i>Heat Exchanger</i>	HE-01	1	Area (ft ²)	\$2.000,00	\$2.013,90	\$2.013,90	Rp31.622.199
<i>Heat Exchanger</i>	HE-02	1	Area (ft ²)	\$2.100,00	\$2.114,60	\$2.114,60	Rp33.203.309
<i>Heat Exchanger</i>	HE-03	1	Area (ft ²)	\$1.300,00	\$1.309,04	\$1.309,04	Rp20.554.429
<i>Heat Exchanger</i>	HE-04	1	Area (ft ²)	\$800,00	\$805,56	\$805,56	Rp12.648.880
<i>Heat Exchanger</i>	HE-05	1	Area (ft ²)	\$4.700,00	\$4.732,67	\$4.732,67	Rp74.312.168
<i>Cooler</i>	CL-01	1	Area (ft ²)	\$2.600,00	\$2.618,07	\$2.618,07	Rp41.108.859
<i>Cooler</i>	CL-02	1	Area (ft ²)	\$2.600,00	\$2.618,07	\$2.618,07	Rp41.108.859

Total	\$3.815.300,00	\$3.841.821,45	\$5.695.518,17	Rp89.430.741.573,25
-------	----------------	----------------	----------------	---------------------

X.2. Penghitungan Biaya Produksi

X.2.1. *Capital Investment*

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

a. *Fixed Capital Investment*

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.3.

Tabel X. 3 Perhitungan *Fixed Capital Investment*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Engineering and construction</i>	\$6.480.628,60	Rp101.758.506.176
<i>Direct Plant Cost</i>	\$38,883,771,57	Rp610.551.037.055
<i>Cotractor's fee</i>	\$1.555.350,86	Rp24.422.041.482
<i>Contingency</i>	\$4.666.052,59	Rp73.266.124.447
<i>Enviromental cost</i>	\$1.942.171,70	Rp30.495.882.876
<i>Plant Start Up</i>	\$108.874,56	Rp1.709.542.904
Total	\$47.156.221,28	Rp842.203.134.940

b. *Working Capital Investment*

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

Working Capital Investment disajikan pada tabel X.4.

Tabel X. 4 Perhitungan *Working Capital Investment*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material Inventory</i>	\$942.759,16	Rp14.803.157.150
<i>In Process Inventory</i>	\$52.512,55	Rp824.549.506
<i>Product Inventory</i>	\$3.780.903,93	Rp59.367.564.452
<i>Extended Credit</i>	\$5.535.053,64	Rp86.911.135.433
<i>Available Cash</i>	\$7.561.807,86	Rp118.735.128.903
Total	\$17.873.037,14	Rp280.641.535.444

X.2.2. Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan sejumlah biaya atau modal yang dibutuhkan untuk proses produksi agar menghasilkan barang atau produk. Biaya produksi secara garis besar dibedakan menjadi 3 jenis, yaitu:

a. *Direct Cost* (Biaya Produksi Langsung)

Direct cost adalah pengeluaran yang berkaitan dengan proses produksi dan berhubungan dengan pembuatan produk.

b. *InDirect Cost* (Biaya Produksi Tidak Langsung)

InDirect cost adalah pengeluaran-pengeluaran yang masih dipengaruhi oleh kapasitas produksi akan tetapi memberikan pengaruh langsung terhadap proses produksi.

c. *Fixed Cost* (Biaya Produksi Tetap)

Fixed Cost adalah biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi. Harga bahan baku untuk pembuatan Pentaeritritol disajikan pada tabel X.5 berikut

Tabel X. 5 Harga Bahan Baku

Bahan	Kebutuhan per Tahun (Kg)	Harga per Kg (\$)	Total Harga Per Tahun (\$)	Total Harga per Tahun (Rp)
Formaldehida	17.361.087,8285	0,56	\$9.722.209,18	Rp152.657.642.496
Asetaldehida	5.660.338,8331	5	\$28.301.694,17	Rp444.391.786.700
Natrium Hidroksida	6.167.023,5119	1	\$6.167.023,51	Rp96.834.294.832
Asam Formiat	2.123.025,3792	0,5	\$1.061.512,69	Rp16.667.819.177
Total			\$45.252.439,55	Rp710.551.543.205

Biaya produksi tetap (*Manufacturing Cost*) disajikan pada tabel X.6.

Tabel X. 6 Biaya Produksi Tetap (*Manufacturing Cost*)

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct M.C</i>	\$60.511.539,01	Rp950.149.159.958
<i>InDirect M.C</i>	\$13.550.082,95	Rp212.762.725.038
<i>Fixed M.C</i>	\$9.118.264,48	Rp143.174.532.940
Total	\$83.179.886,44	Rp1.306.086.417.937

X.2.3. General Expenses

General Expenses atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran—pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*. Pengeluaran *General Expense* disajikan dalam tabel X.7.

Tabel X. 7 Perhitungan *General Expense*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Administration</i>	\$4.204.848,50	Rp66.024.320.896,83
<i>Sales Expense</i>	\$10.813.385,24	Rp169.791.234.331,76
<i>Research</i>	\$4.158.994.32	Rp65.304.320.896,83
<i>Finance</i>	\$13,.555.324.17	Rp212.845.022.425,16
Total	\$32.732.552.23	Rp513.964.898.550,57

$$\begin{aligned}
 \text{Total biaya produksi} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expense} \\
 &= \text{Rp}1.306.086.417.937 + \text{Rp}513.964.898.550,57 \\
 &= \text{Rp } 1.820.051.316.487
 \end{aligned}$$

X.3. Analisis Kelayakan

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

X.3.1. Percent Profit on Sales (POS)

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

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

X.3.2. Percent Return on Investment (ROI)

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

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

X.3.3. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) merupakan waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan

untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Deperesiasi } (0,1(\text{FCI})))}$$

X.3.4. Break Even Point (BEP)

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

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

Di mana:

Fa : *Fixed Manufacturing Cost*

Ra : *Regulated Cost*

Va : *Variable Cost*

Sa : Penjualan Produk

X.3.5. Shut Down Point (SDP)

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

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

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

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

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

Di mana:

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

C : *Cash Flow*

: *profit after taxes + deperiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

X.3.7. Hasil Penghitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik Pentaeritritol merupakan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rencana disajikan pada tabel X.8-tabel X.20 sebagai berikut:

Tabel X.8 *Physical Plant Cost (PPC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Purchased Equipment cost</i>	\$9.710.858,48	Rp152.479.414.382
Instalasi <i>cost</i>	\$4.175.669,15	Rp65.566.148.184
Pemipaan	\$6.409.166,60	Rp100.636.413.492
Instrumentasi	\$2.913.257,55	Rp45.743.824.315
Isolasi	\$776.868,68	Rp12.198.353.151
Listrik	\$1.213.857,31	Rp19.059.926.798
Bangunan	\$2.365.749,16	Rp37.146.875.000
Tanah dan Pembuatan Jalan	\$2.551.753,13	Rp40.067.500.000
Utilitas	\$1.693.742,50	Rp26.595.060.087
Air Bersih	\$592.220,42	Rp9.299.015.470
Total	\$32.403.142,98	Rp508.792.530,879

Tabel X.9 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
----	----------	------------	------------

1	<i>Engineering and construction (20% PPC)</i>	\$6,480,628,60	Rp101,758,506,176
2	PPC	\$32,403,142,98	Rp508,792,530,879
	Total DPC	\$38,883,771,57	Rp610,551,037,055

Tabel X.10 *Fixed Capital Investment (FCI)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Engineering and construction</i>	\$6.480.628,60	Rp101.758.506.176
<i>Direct Plant Cost</i>	\$38.883.771,57	Rp610.551.037.055
<i>Cotractor's fee</i>	\$1.555.350,86	Rp24.422.041.482
<i>Contingency</i>	\$4.666.052,59	Rp73.266.124.447
<i>Enviromental cost</i>	\$1.942.171,70	Rp30.495.882.876
<i>Plant Start Up</i>	\$108.874.56	Rp1.709.542.904
Total	\$47.156.221,28	Rp842.203.134.940

Tabel X.11 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material</i>	\$45.252.439,55	Rp710.551.543.205
Tenaga Kerja	\$354.605,64	Rp5.568.000.000
<i>Supervisor</i>	\$35.460,56	Rp556.800.000
<i>Maintenance</i>	\$3.754.579,49	Rp58.954.219.446
<i>Plant Supplies</i>	\$563.186,92	Rp8.843.132.917
<i>Royalty & Patents</i>	\$5.313.651,49	Rp83.434.690.015
Utilitas	\$5.237.615,35	Rp82.240.774.376
Total	\$60.511.539,01	Rp950.149.159.958

Tabel X.12 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Payroll Overhead</i>	\$53.190,85	Rp835.200.000
<i>Laboratory</i>	\$35.460,56	Rp556.800.000
<i>Plant Overhead</i>	\$177.302,82	Rp2.784.000.000
<i>Packaging and Shipping</i>	\$13.284.128,73	Rp208.586.725.038
Total	\$13.550.082,95	Rp212.762.725.038

Tabel X.13 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	\$5.363.684,99	Rp84.220.313.494
<i>Property Taxes</i>	\$1.072.737,00	Rp16.844.062.699
<i>Insurance</i>	\$2.681.842,49	Rp42.110.156.747

Total	\$9.118.264,48	Rp143.174.532.940
--------------	-----------------------	--------------------------

Tabel X.14 *Total Manufacturing Cost (MC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct M.C</i>	\$60.511.539,01	Rp950.149.159.958
<i>InDirect M.C</i>	\$13.550.082,95	Rp212.762.725.038
<i>Fixed M.C</i>	\$9.118.264,48	Rp143.174.532.940
Total	\$83.179.886,44	Rp1.306.086.417.937

Tabel X.15 *Working Capital (WC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material Inventory</i>	\$942.759,16	Rp14.803.157.150
<i>In Process Inventory</i>	\$52.512,55	Rp824.549.506
<i>Product Inventory</i>	\$3.780.903,93	Rp59.367.564.452
<i>Extended Credit</i>	\$5.535.053,64	Rp86.911.135.433
<i>Available Cash</i>	\$7.561.807,86	Rp118.735.128.903
Total	\$17.873.037,14	Rp280.641.535.444

Tabel X.16 *General Expense (GE)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Administration</i>	\$4.204.848,50	Rp66.024.320.896,83
<i>Sales Expense</i>	\$10,813.385,24	Rp169.791.234.331,76
<i>Research</i>	\$4,158.994,32	Rp65.304.320.896,83
<i>Finance</i>	\$13.555.324,17	Rp212.845.022.425,16
Total	\$32.732.552,23	Rp513.964.898.550,57

Tabel X.117 *Total Production Cost*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	\$83.179.886,44	Rp1.306.086.417.937
2	<i>General Expense</i>	\$32.732.552,23	Rp513.964.898.550,57
	Total	\$115.912.438,68	Rp1.820.051.316.487

Tabel X.18 *Fixed Cost (Fa)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Depersiasi</i>	\$5.363.684,99	Rp84.220.313.494
2	<i>Property tax</i>	\$1.072.737,00	Rp16.844.062.699
3	<i>Asuransi</i>	\$2.681.842,49	Rp42.110.156.747
	Total Fa	\$9.118.264,48	Rp143.174.532.940

Tabel X.19 *Variable Cost (Va)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	\$ 45.252.439,55	Rp710.551.543.205
2	<i>Packaging and Shipping</i>	\$ 13.284.128,73	Rp208.586.725.038
3	<i>Utilities</i>	\$ 5.237.615,35	Rp82.240.774.376
4	<i>Royalty & Patent</i>	\$ 5.313.651,49	Rp83.434.690.015
Total Va		\$69.087.835,12	Rp1.084.813.732.634

Tabel X.20 *Regulated Cost (Ra)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Gaji karyawan	\$354.605,64	Rp5.568.000.000
2	<i>Payroll overhead</i>	\$53.190,85	Rp835.200.000
3	<i>Plant overhead</i>	\$177.302,82	Rp2.784.000.000
4	<i>Supervise</i>	\$35.460,56	Rp556.800.000
5	Laboratorium	\$35.460,56	Rp556.800.000
6	<i>General Expense</i>	\$32.732.552,23	Rp513.964.898.551
7	<i>Maintenance</i>	\$3.754.579,49	Rp58.954.219,446
8	<i>Plant supplies</i>	\$563.186,92	Rp8.843.132,917
Total Ra		\$37.143.152,16	Rp582.515.209.898

X.4. Analisis Keuntungan

Harga jual produk Pentaeritrol = 7,5 usd/kg
= \$112.500.000,0000 usd/tahun

Harga jual produk Natrium Formiat = 2 usd/kg
= \$20.341.287,25 usd/tahun

Annual sales (Sa) = Rp2.085.867.250.385

Total cost = Rp1.820.051.316.487

Keuntungan sebelum pajak = Rp265.815.933.897,65

Pajak pendapatan = Rp79.744.780.169,30

Keuntungan setelah pajak = Rp186.071.153.728,36

X.5. Analisis Kelayakan

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

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

$$ROI\ Sebelum\ pajak = 31,56\ \%$$

$$ROI\ setelah\ pajak = 22,09\%$$

2. *Pay Out Time* (POT)

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

$$POT\ sebelum\ pajak = 2,41\ tahun$$

$$POT\ setelah\ pajak = 3,12\ tahun$$

3. *Percent Profit On Sales* (POS)

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

$$POS\ sebelum\ pajak = 12,74\%$$

$$POS\ setelah\ pajak = 8,92\%$$

4. *Break Even Point* (BEP)

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

$$BEP = 53,67\%$$

5. *Shut Down Point* (SDP)

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

$$SDP = 29,52\%$$

6. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

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

$$Fixed\ Capital\ Investment = Rp842.203.134.939,62$$

$$Working\ Capital = Rp280.641.535.444,06$$

$$Cash\ flow = Rp483.136.489.647$$

DCFR dihitung secara *trial & error*

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

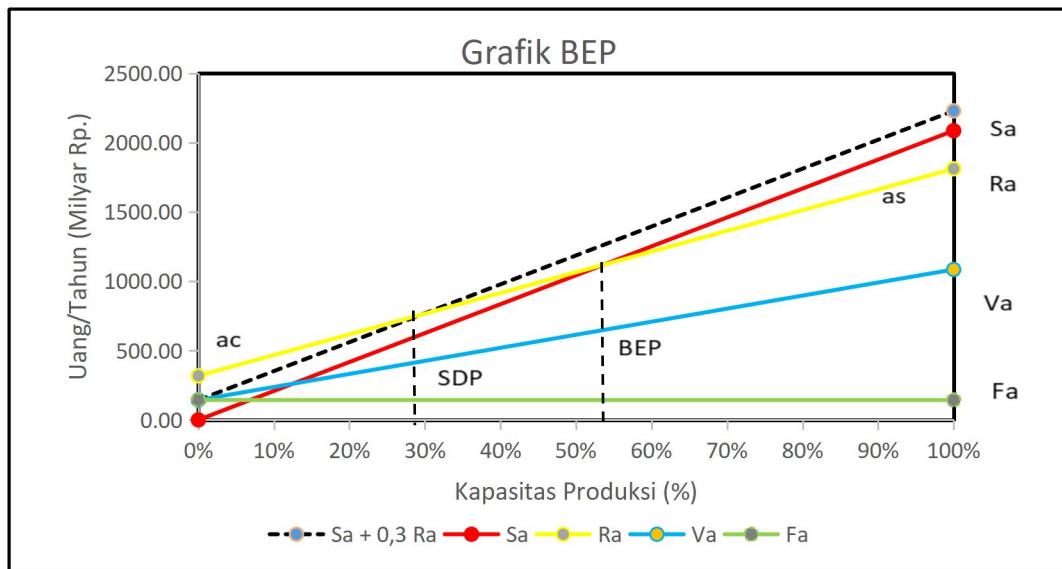
Tabel X. 21 *Trial Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

nilai i	R	S	R-S
---------	---	---	-----

1.0000	1147366880859240	494757690913043	652609189946201
0.9000	686970934429149	329050678580276	357920255848874
0.8000	400062094240404	215451377300515	184610716939889
0.7000	225887171229436	138857727860243	87029443369194
0.6000	123197580745100	88120675258022	35076905487078
0.5103	69202196710135	57905124069510	11297072640625
0.4216	37846461433168	37846461433168	0

Dengan *trial and error* diperoleh nilai $i = 42,1578\%$

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



Gambar X. 2 Grafik Hubungan Kapasitas Produksi dan Biaya

BAB XI KESIMPULAN

XI.1. Kesimpulan

Berdasarkan tinjauan proses dari kondisi bahan baku maupun kondisi operasinya, maka pabrik Pentaeritritol dari Formaldehida dan Asetaldehida dengan kapasitas 15.000 ton/tahun tergolong pabrik beresiko rendah dikarenakan dilihat dari beberapa karakteristik seperti sifat bahan baku yang digunakan, produk yang dihasilkan, tekanan operasi, reaksi, dan lain-lain. Berdasarkan evaluasi ekonomi pabrik ini, diperoleh data sebagai berikut.

1. *Percent Profit On Sales* (POS)

Sebelum pajak = 12,74 %

Sesudah pajak = 8,92 %

2. *Retrun On Investment* (ROI)

Sebelum pajak = 31,56%

Sesudah pajak = 22,09%

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

3. *Pay Out Time* (POT)

Sebelum pajak = 2,41 Tahun

Sesudah pajak = 3,12 Tahun

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

4. *Break Even Point* (BEP) tercapai pada saat kapasitas produksi sebesar 53,67%, syarat umum BEP untuk pabrik kimia adalah 40-60%

5. *Shut Down Point* (SDP) tercapai pada saat kapasitas produksi sebesar 29,52%, syarat umum SDP untuk pabrik kimia adalah 25-40%

6. *Discounted Cash Flow Rate Of Return* (DCFRR) sebesar 42,1578 %. Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik Pentaeritritol dari Formaldehida dan Asetaldehida dengan kapasitas 15.000 ton/tahun

beresiko sedang dan layak dipertimbangkan untuk pendiriannya karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan sehingga layak didirikan

XI.2. Saran

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

1. Perancangan alat proses harus dipilih secara selektif sehingga dapat meminimalisir harga alat dan mengoptimalkan keuntungan yang dihasilkan.
2. Perancangan pabrik harus memperhatikan limbah yang dihasilkan sehingga limbah pabrik dapat diolah lebih baik lagi dan membuat pabrik lebih ramah lingkungan.
3. Mengoptimalkan energi dan peralatan pabrik baik dari alat utama maupun alat pendukung sehingga dihasilkan pabrik yang efisien dengan keuntungan yang besar.

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik, 2017-2022, *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*, Diakses pada 15 Agustus 2023 dari <https://www.bps.go.id>.
- Badger , W.L. and Banchero , J.T. , 1955 , "Introduction to Chemical Engineering" ,Inted , McGraw-Hill Book Company Inc. , N.Y.
- Badger, W. L & Banchero, J. T., 1982. "Introduction to Chemical Engineering", Mc GrawHill Book Company, Inc, New York.
- Brownell, I. E. and Young, E. H. (1959) *Process Equipment Design*. New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Chemical_engineering_cost_estimation_ari.pdf*. (n.d.).
- Coulson, J. M. & Richardson, J. F. 2005. *Chemical Engineering Design*. Vol. 6. 4th Edition, Oxford.
- Coulson, JM. and Richardson, J. F. (1983) *Chemical Engineering*. 1st edn. Oxford: Pergason Press.
- Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1957, *Industrial Chemical*, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Jiang, Y. and Yang, X. (2012) Method of Preparing Pentaeritritol. patent No. United States.
- Kirk, K. E. and Othmer, D. F. (1983) *Encyclopedia of Chemical Technology*. 3rd edn. New York: John Wiley and Sons.
- Kirk, K.E., and Othmer, D.F., 1983, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3rd edition, John Wiley and Sons, New York.
- Maity, and Siddharth, 2009, *Manufacturing of Pentaeritritol*, Kentucky (US) : University of Louisville.
- McCabe, W.L., Smith, J.C., and Harriot, P., 2005, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 7th ed., The McGraw-Hill Companies, Inc, New York.
- Mullin, J.W. 2001. *Crystallization Four Edition*. London : Emeritus Professor of Chemicals Engineering, University of London.

- Perry, R.H. and Green, D.W., 1997, *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 7th ed., McGraw-Hill Book Company, New York.
- Perry, R.H. and Green, D.W., 2007, *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 8th ed., McGraw-Hill Book Company, New York.
- Peter, M.S., and Cupit, C.R., 1958, *Kinetics of Pentaeritritol-Production Reactions*, Chemical Engineering Science, Vol.10:57-67.
- Peter, M.S., and Timmerhaus, K.D. 1991. "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*". McGraw-Hill. Singapore.
- Ulrich, G.G., 1984, "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics", John Willey and Sons, New York.
- www.matche.com (Diakses pada tanggal 08 Maret 2024).
- Yaws, C.L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. New York : Mc Graw Hill Company.
- Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook Physical, Thermodynamic, Enviromental, Transport, Safety, and Health Related Properties For Organic and Inorganic Chemicals*, McGraw Hill Book Companies, Inc., New York.

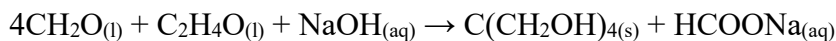
LAMPIRAN

LAMPIRAN A REAKTOR

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara Formaldehida, Asetaldehida dan Natrium Hidroksida
Fase : cair
Kondisi Operasi : Suhu = 45 °C
Tekanan = 1 atm
Reaksi : Eksotermis
Konversi : 84,1 %
Pendingin : Coil
Tujuan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung jumlah reaktor
3. Menghitung neraca massa dan panas
4. Menentukan pendingin reaktor
5. menentukan dimensi reaktor

Reaksi yang terjadi didalam reaktor :



1. Menentukan jenis reaktor :

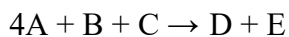
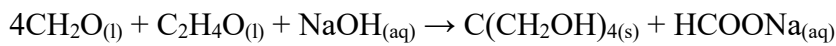
Dipilih reaktor alir tangki berpengaduk dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Zat bereaksi berupa fasa cair dan bersifat kontinyu.
 - b. Reaksi eksotermis sehingga luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal.
 - c. Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi campuran adalah reaktor yang harus selalu homogen bisa terpenuhi
 - d. Pengontrol suhu mudah, sehingga kondisi operasi yang *isothermal* bisa terpenuhi.
 - e. Biaya operasi lebih rendah.
2. Menghitung jumlah reaktor

Asumsi : *isothermal* dan Non adiabatik, pengadukan sempurna, laju alir volumetric tetap, dan *steady state*

A. Tinjauan kinetika

Konversi akhir pada pembuatan *pentaerythol* dari Formaldehida dan Asetaldehida adalah 84,1% terhadap Asetaldehida pada suhu 45 °C dan tekanan 2 atm. Proses reaksi dapat digambarkan sebagai berikut :



Persamaan kecepatan reaksi pembuatan *pentaerythol* yaitu :

$$(-r_a) = k \cdot C_a \cdot C_b \cdot C_c$$

Dimana :

-ra = kecepatan reaksi (kmol/L.jam)

k = konstanta kecepatan reaksi (L² /kmol².jam)

C_a = konsentrasi CH₃CHO (kmol/m³)

C_b = konsentrasi CH₂O (kmol/m³)

C_c = konsentrasi NaOH (kmol/m³)

C_a = 4C_{ao}. X_a = 4C_{ao} (1 - X_a)

C_b = C_{bo}-C_{ao}.X_a = C_{ao} (M-X_a)

C_c = C_{co}-C_{ao}. X_a = C_{ao} (N - X_a)

M = C_{bo} / C_{ao}

N = C_{co}/C_{ao}

Reaksi pembuatan pentaeritritol merupakan reaksi orde 3 terhadap Asetaldehida dengan nilai konstanta kecepatan reaksi sebagai berikut:

$$k = A \cdot e^{-E/RT} \text{ (L}^2 \text{ /mol}^2 \text{ jam)}$$

Reaksi Cannizzaro mendapatkan:

E (energi aktivasi) = 22.800 Cal / mol

A (frekuensi faktor) = 1,82*10¹⁷ (at 30°C)

dengan:

R = konstanta gas (1,987 cal/mol .K)

T=Suhu (K)

Suhu operasi yang digunakan sebesar 45°C(318K), sehingga didapatkan nilai k sebesar:

$$k = A \cdot e^{-E/RT} \text{ (L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{jam)}$$

$$k = 1,82 \times 10^{17} \exp\left(-\frac{22800}{1,987 \times 318K}\right) \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{jam}$$

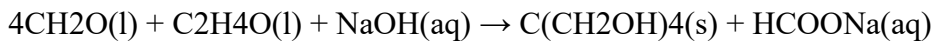
$$k = 38,8296 \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{jam} = 38829609,1565 \text{ L}^2/\text{kmol}^2 \cdot \text{jam}$$

((Peter & Cupit, 1959)

Sehingga didapatkan nilai $k=38,8296 \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{jam}$

Kecepatan reaksi

Reaksi pembuatan pentaerythol dijalankan dengan konversi 84,1 % dengan persamaan sebagai berikut :



$$M : C_{AO} \quad C_{BO} \quad C_{CO}$$

$$C : C_{AO} \cdot X \quad C_{BO} \cdot X \quad C_{CO} \cdot X$$

$$S : C_A \quad C_B \quad C_C$$

$$C_A : C_{AO} - C_{AO} \cdot X = C_{AO} (1-X)$$

$$C_B : C_{BO} - 4C_{AO} \cdot X = C_{AO} \left(\frac{C_{BO}}{C_{AO}} - 4X\right)$$

$$C_C : C_{CO} - C_{AO} \cdot X = C_{AO} \left(\frac{C_{CO}}{C_{AO}} - X\right)$$

$$-r_a : k \cdot C_{AO} \cdot C_{BO} \cdot C_{CO}$$

$$-r_a : k \cdot C_{AO} (1-X) \cdot C_{AO} \left(\frac{C_{BO}}{C_{AO}} - 4X\right) \cdot C_{AO} \left(\frac{C_{CO}}{C_{AO}} - X\right)$$

$$-r_a : k \cdot C_{AO}^3 \cdot (1-X) \cdot \left(\frac{C_{BO}}{C_{AO}} - 4X\right) \cdot \left(\frac{C_{CO}}{C_{AO}} - X\right)$$

$$-r_a : 38829609,1565 \frac{\text{L}^2}{\text{mol}^2 \cdot \text{jam}} \left(1,9352 \frac{\text{kmol}}{\text{L}}\right)^3 \cdot (1-84,1\%) \cdot \left(\frac{8,7087 \frac{\text{kmol}}{\text{L}}}{1,9352 \frac{\text{kmol}}{\text{L}}}\right) -$$

$$4 \cdot 84,1\% \left(\frac{2,3223 \frac{\text{kmol}}{\text{L}}}{1,9352 \frac{\text{kmol}}{\text{L}}} - 84,1\%\right)$$

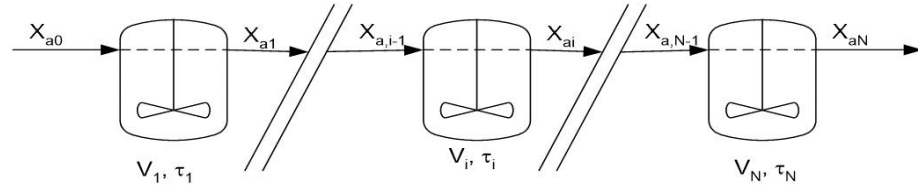
$$-r_a = 0,0062 \frac{\text{kmol}}{\text{L} \cdot \text{jam}}$$

B. Optimasi reaktor

Dirancang: besarnya volume reaktor dan waktu tinggal sama.

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

$$t_1 = t_2 = t_i = t_N = t$$



Menghitung Volume :

rumus sebagai berikut

$$V = \frac{F_{a0}(X_n - X_{n-1})}{-r_a}$$

$$V = \frac{F_{a0}(X_n - X_{n-1})}{k C_a C_b C_c}$$

Menentukan Waktu Tinggal

$$t = \frac{V}{Fv}$$

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

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

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

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

Hasil perhitungan optimasi jumlah reaktor disajikan dalam Tabel 1. Sampai Tabel 3.

Jumlah reaktor ke	$X_{a,N-1}$	$X_{a,N}$	t(jam)	error t	$V(m^3)$
1	0	0,841	0,1362	0,0000	1,0797

N	=	1
$X_{a, N-1}$	=	0
$X_{a, N}$	=	0,841
t	=	0,1362 jam
$t, \text{rata-rata}$	=	0,1362 jam
$v_i = t * f_v$	=	1,0797 m^3
$V = N * I$	=	1,0797 m^3

$$\text{Crelatif} = 1$$

Jumlah reaktor ke	Xa.N-1	Xa.N	t(jam)	error t	V(m ³)
1	0	0.601	0.039	0,0000	0.3255
2	0.601	0,841	0.039	0,0000	0.3255

$$N = 2$$

$$t = 0.039 \text{ jam}$$

$$t, \text{ rata-rata} = 0.039 \text{ jam}$$

$$v_i = t \cdot f_v = 0.3255 \text{ m}^3$$

$$V = N \cdot I = 0.6511 \text{ m}^3$$

$$\text{Crelatif} = 0,9414$$

Jumlah reaktor ke	Xa.N-1	Xa.N	t(jam)	error t	V(m ³)
1	0	0,46	0,022	0,0000	0,1826
2	0,46	0,71	0,022	0,0000	0,1826
3	0,71	0,841	0,022	0,0000	0,1826

$$N = 3$$

$$t = 0,022 \text{ jam}$$

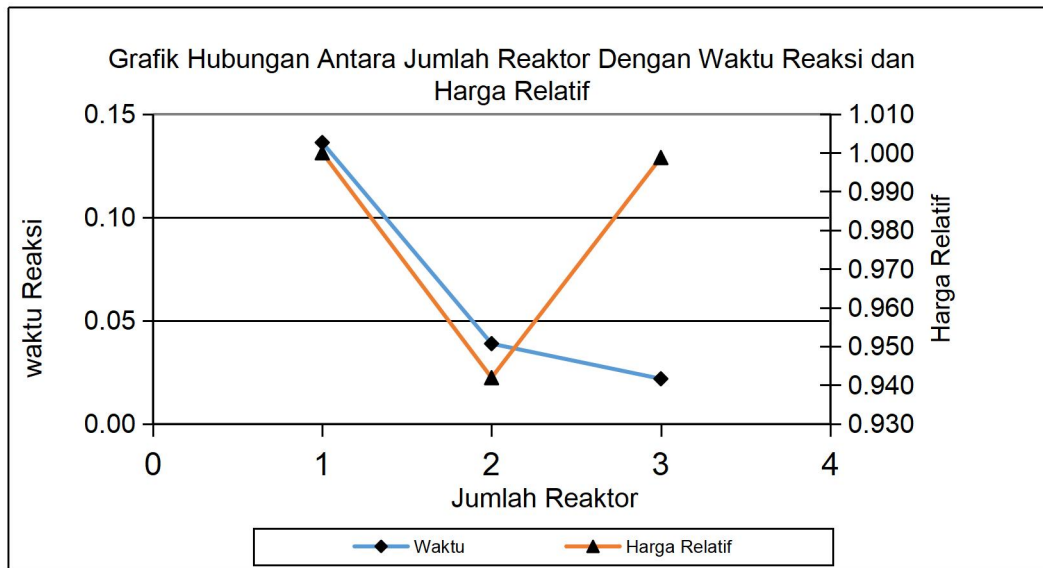
$$t, \text{ rata-rata} = 0,022 \text{ jam}$$

$$v_i = t \cdot f_v = 0,1826 \text{ m}^3$$

$$V = N \cdot I = 0.5478 \text{ m}^3$$

$$\text{Crelatif} = 1$$

Untuk memudahkan pengamatan efek jumlah reaktor terhadap waktu reaksi dan harga relatif reaktor, hasil optimasi tersebut disajikan dalam Gambar 1. Dan Tabel 4. berikut :



Jumlah Reaktor	Waktu (Jam)	Harga Relatif	Volume Reaktor
1	0.1362	1.00	1.080
2	0.0388	0.94	0.651
3	0.0218	1.00	0.548

Volume cairan di reaktor = 1.080 m^3

Waktu tinggal di reaktor = $0,1362 \text{ jam}$

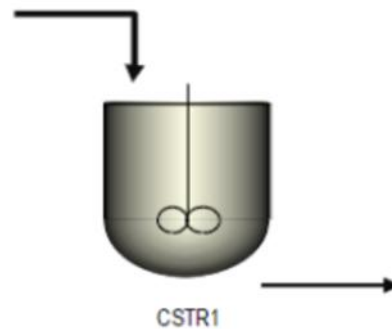
Dari data-data yang ditampilkan dalam tabel dan grafik terlihat bahwa harga RATB akan paling murah jika menggunakan 1 reaktor. Namun optimasi diatas tidak memperhitungkan kebutuhan *space* dan perlengkapan lain di reaktor, seperti kebutuhan pompa, kebutuhan pengaduk dan lain-lain. Kebutuhan seperti yang disebut diatas akan semakin besar dengan semakin banyaknya jumlah reaktor. Oleh karena itu, jumlah reaktor yang dipakai 1 mengingat karena harga reaktor dengan harga perawatan reaktor lebih tinggi penggunaan jika menggunakan 2 reaktor atau lebih, walaupun reaktor 2 dan 3 memiliki waktu tinggal yang lebih kecil dibandingkan reaktor 1.

Konversi reaktor = $84,1\%$

C. Neraca massa reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6
CH ₂ O	-	2192,0565	-	553,3725
C ₂ H ₄ O	-	-	714,6892	113,6356
NaOH	778.6646	-	-	232,9505
C(CH ₂ OH) ₄	-	-	-	1857,5727
HCOONa	-	-	-	927,8791
H ₂ O	778.6646	3732,4206	14,5855	4525,6707
Subtotal	1557,3292	5924,4771	729,2747	8211,0811
Total	8211,0811			

D. Menghitung Volume perancangan



$$T = 45 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 2 \text{ atm}$$

$$T = 0,136 \text{ jam}$$

$$\text{Konversi} = 84,1 \%$$

1. Volume cairan dalam masing-masing tangki

$$V_r = F_v \cdot t$$

$$V_r = 1.14192 \text{ m}^3$$

$$V_r = 1141.9199 \text{ L}$$

2. Volume reaktor

Over design pada reaktor yaitu 20%

$$\text{Over design} = 0,2$$

Volume Reaktor = 1.3703 m³

Volume Reaktor = 1370.3039 L

Dirancang :

H = D 2 : 1

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

maka,

D = 1.1915 m

H = 1.7873 m

E. Menghitung Tebal *Vessel*, *Head*, dan Pompa

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

T operasi = 45 °C

Pi = 20% *over design* dari tekanan gauge

Pi = 2,4 atm
= 35,27 psi

Bahan = *Stainless Steel SA-167 T316*

Komposisi bahan = 18 Cr – 10 Ni – 2 Mo (Brownell and Young, 1959)

F (*Max Allowable Stress*) = 18750 psi

E (Efisiensi Sambungan) = 0,8500

C (*Corrosion Allowance*, C) = 0,1250 in

Digunakan bahan tipe ini karena reaktan berupa asam kuat dan memiliki sifat korosif. Sehingga dipilih tipe *Stainless Steel* yang mengandung kromium, nikel, dan molybdenum yang dapat mengantisipasi bahan korosif dan penyebab korosi.

1. Menghitung tebal tangki

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0.6P_d} + C$$

Persamaan tersebut diambil dari (Brownell and Young, 1959) Desain bentuk dan tebal *head and bottom*

Bentuk *head* dan *bottom* reaktor yang digunakan yaitu *Torispherical heads*

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

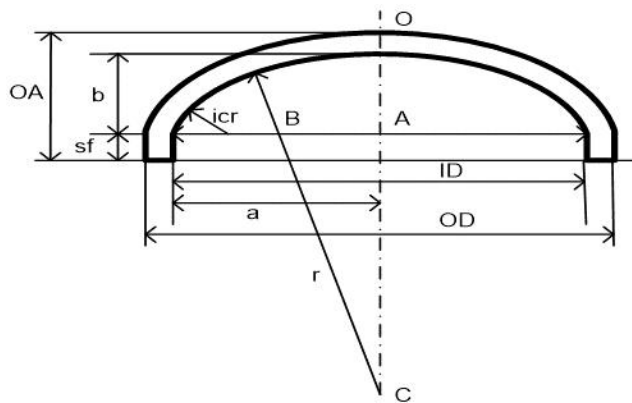
Dengan Langkah perhitungan yang sama dengan desain tebal tangki, didapatkan nilai t_h sebagai berikut.

$$t_h = 0.2169 \text{ in}$$

maka diambil tebal tangki = tebal *head* standar = 0,25 in

F. Menghitung tinggi Total reaktor

Dalam perhitungan tinggi reaktor acuan yang dipakai adalah brownell and Young (1959). Adapun hal-hal yang perlu di hitung secara terperinci dijelaskan dalam gambar berikut ini :



1. Menghitung tinggi *head* (OA)

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

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

Digunakan tebal *head* $\frac{1}{4}$ in dengan tebal tersebut dapat diambil :

$$\begin{aligned} \text{Standar Straight Flange (SF)} &= 1,5 - 2,5 \text{ in} \\ \text{Diambil SF} &= 2,5 \text{ in} \\ \text{OD} &= \text{ID} + 2 \cdot \text{th} = 47,4112 \text{ in} \\ \text{A} &= \text{ID}/2 = 23.4556 \text{ in} \\ \text{AB} &= a - \text{icr} = 20.4556 \text{ in} \\ \text{BC} &= r - \text{icr} = 43.9112 \text{ in} \\ \text{AC} &= (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0.5} = 38.8557 \text{ in} \\ \text{B} &= r - \text{AC} = 8.0556 \text{ in} \\ \text{OA} &= b + \text{sf} + \text{th} = 10.8056 \text{ in} \\ \text{OA} &= \text{Tinggi Head} = 0.2745 \text{ m} \end{aligned}$$

(Brownell and Young, 1959, pg.87)

2. Menghitung tinggi total reaktor

$$\text{Tinggi total reaktor} = \text{tinggi tangki} + 2 \times \text{tinggi head} = 2.3362 \text{ m}$$

3. Menghitung luas permukaan dinding dalam dan luar reaktor

$$\begin{aligned} \text{Dinding vessel} &= \pi \cdot \text{D} \cdot \text{Ls} = 2.3965 \text{ m}^2 \\ \text{Dinding head} &= (2(1,22 \pi/4 \text{D}^2)) = 2.7194 \text{ m}^2 \\ \text{Luas total} &= 5.1160 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menghitung luas permukaan dinding luar

$$\begin{aligned} \text{Dinding vessel} &= \pi(\text{D} + 2 \cdot \text{ts}) \text{LS} = 2.4157 \text{ m}^2 \\ \text{Dinding head} &= (2(1,22 \pi/4((\text{D} + 2 \cdot \text{th})^2))) = 2.7777 \text{ m}^2 \\ \text{Luas total} &= 5.1934 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

G. Menghitung Dimensi Pengaduk

Dalam dimensi pengaduk, acuan yang digunakan adalah *unit operation* oleh Brown (1978), *chapter 13* tentang *agitator*.

Jenis : *marine Propeller with 3 blades and 4 Baffles*

Pemilihan jenis pengaduk berdasarkan :

Spesifikasi :

1. Diameter propeller = 0.3972 m
2. Panjang sudut propeller = 0.3972 m
3. Lebar *buffle* = 0.0675 m
4. Panjang *blade* = 0.0993 m

Berdasarkan Fig. 10.57 (Coulson,2005) dipilih jenis pengaduk *flat blades turbine with ^ blades and 4 baffle*

5. Putaran pengaduk

$$WELH = (\rho \text{ larutan}) / (\rho \text{ air}) \times Dt$$

$$N = \sqrt{(WELH / (2.Da))} \times (600 / (\pi.Da))$$

WELH = 1.6351 m

N = 690.2330 rpm

= 11.5039 rps

Sifat fisis cairan dalam reaktor

ρ = 1372.258 kg/m³

μ = 0.552 kg/m.s

Bilangan Reynold : $Re = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} 358.7505$

Power number : $N_p = \frac{P}{D^2 N^3 \rho}$ = 0.52 (berdasarkan Fig. 10.58 Coulson, 2005)

Tenaga pengadukan : $P = N_p \rho N^3 D_a^5 37.9024 \text{ watt}$

= 10.7379 Kwatt

= 7.8977 Hp

(berdasarkan Coulson, 2005,

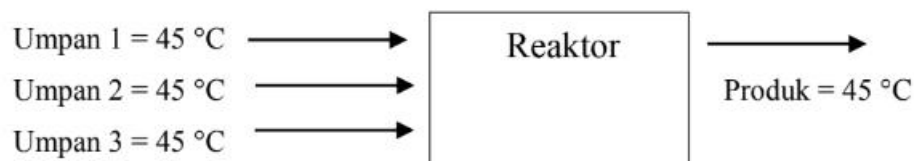
p.373)

Efisiensi Motor : em = 86 %

Power motor : pm = 9.1834 Hp

Dipilih motor dengan daya standar = 10 Hp

H. Neraca panas Reaksi di R-01



Suhu referensi = 25 °C = 298,15 K

Suhu Operasi = 45 °C = 318,15 K

Komponen	ΔH_f^0 (kJ/mol)	ΔH_f^0 (J/mol)	Cp 1 (J/kmol.K)	Cp 2 (J/kmol.K)
CH ₂ O	-115.90	-115900	2199.7172	-2199.7172
C ₂ H ₄ O	-191.70	-191700	2092.1690	-2092.1690
NaOH	-425.60	-425600	2436.1430	-2436.1430
C(CH ₂ OH) ₄	-446.50	-446500	4441.4033	-4441.4033
HCOONa	-666.50	-666500	2268.0000	-2268.0000
H ₂ O	-285.83	-285830	1507.1548	-1507.1548

1) Panas untuk penurunan suhu 25 °C

Komponen	FM2	FM3	FM4	Cp	[FM.Cp] 1	[FM.Cp] 2	[FM.C p]3
	(kmol/jam)	(kmol/jam)	(kmol/jam)	(J/kmol.K)	(J/jam.K)	(J/jam.K)	(J/jam.K)
CH ₂ O		73.0053		2199.7172		- 160590.969	
C ₂ H ₄ O			16.2234	2092.1690			- 33942.09
NaOH	19.4681			2436.1430	- 47427.014		
H ₂ O	43.2231	207.1840	0.8096	1507.1548	65143.9393	312258.4307	1220.2386
TOTAL	62.6912	280.1893	17.0330	- 8235.1840	- 112570.954	- 472849.3996	35162.3242

Total Qc = -620582.6774 j/jam

$$= -148.3228196 \text{ kkal/jam}$$

2) Panas reaksi standar

$$\text{Panas reaksi standar} = -32100 \text{ j/mol}$$

$$\text{Jumlah reaksi yang bereaksi} = 13643.8757 \text{ mol/jam}$$

$$\text{Panas reaksi } (\Delta H_r^\circ) = -437968410.1 \text{ j/jam}$$

$$= -104676.9623 \text{ kkal/jam}$$

3) Panas untuk kenaikan 45 °C

Komponen	Cp	Fm	Fm.Cp
	J/kmol.K	kmol/jam	J/jam.K
CH ₂ O	2199.717	18.430	40540.298
C ₂ H ₄ O	2092.169	2.580	5396.792
NaOH	2436.143	5.824	14188.582
C(CH ₂ OH) ₄	4441.403	13.644	60597.955
HCOONa	2268.000	13.644	30944.310
H ₂ O	1507.155	251.217	378622.609
Total	6728.03	305.338	530290.545

$$\text{Total } Q_h = 530290.545 \text{ j/jam}$$

$$= 126.7424821 \text{ kkal/jam}$$

4) Panas reaksi total

$$(\Delta H_r^\circ) = Q_c + \Delta H_r^\circ + Q_h$$

$$= -438058702.2325 \text{ j/jam}$$

$$= -104698.5426 \text{ kkal/jam}$$

5) Neraca panas total

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	148,3228	-
Q reaksi	104676,9623	-
Q produk	-	126,7425
Q pendingin	-	104698,5426

Total	104825,2851	104825,2851
--------------	--------------------	--------------------

I. Perancangan Koil Pendingin

a. Menghitung beban panas pendingin

1. Beban panas pendingin

$$Q = (-DHR)A$$

$$QH = 104698,5426 \text{ kkal/jam} = -83095.4004 \text{ Btu/jam}$$

2. Medium pendingin

Dipilih = hasil refrigerasi pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm

$$T_{c1} = \text{Suhu air masuk pendingin} = 30 \text{ °C} = 86 \text{ °F}$$

$$T_{c2} = \text{Suhu air keluar pendingin} = 40 \text{ °C} = 104 \text{ °F}$$

$$T_{cavg} = \text{Suhu rata rata} = 35 \text{ °C} = 308,15 \text{ K} = 95 \text{ °F}$$

Sifat fisis air pada suhu rata rata ;

$$\text{Berat molekul} = 18 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Konduktivitas panas (kc)} &= 0,6194 \text{ W/m.K} \\ &= 0,3579 \text{ Btu/jam.ft}^2(\text{°F/ft}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas } (\rho_c) &= 1422.0753 \text{ kg/m}^3 \\ &= 88.7773 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas panas (Cpc)} &= 75.3483 \text{ kJ/kmol.K} \\ &= 4.1860 \text{ kJ/kg.K} \\ &= 1.7996 \text{ Btu/lb.°C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas } (\mu_c) &= 0.7333 \text{ cP} \\ &= 1.7739 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

Beda suhu logaritmik (ΔT_{lm})

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

$$= 9.102 \text{ °C} = 48,384 \text{ °F}$$

Dari tabel 8 hal 840 kern, dapat diketahui fluida panas ini merupakan medium organic, sedangkan fluida dingin adalah air. Dalam sistem *Cooler* maka nilai UD = 50 – 125, diambil UD = 125 Btu/j.ft². °F

b. Menghitung luas permukaan pans yang dibutuhkan (A_j)

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

Dengan :

$$Q \text{ (beban panas pendingin)} = 415477.002 \text{ Btu/jam}$$

$$UD = 125 \text{ Btu/j.ft}^2. \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{lm} = 48.384 \text{ }^\circ\text{F}$$

Sehingga diperoleh :

$$A_j = 68.6962 \text{ ft}^2 = 6.38187 \text{ m}^2$$

c. Menghitung luas penampang *shell* dan *bottom* tangki (A_t, A_b, A_r)

Diketahui :

$$D = 1.1915 \text{ m}$$

$$L_s = 0.6405 \text{ m}$$

$$t_s = 0.0064 \text{ m}$$

$$A_t = \pi \times (D + 2 \times t_s) \times L$$

$$= 2.3965 \text{ m}^2$$

$$A_b = (2 \times (1,22 \times \pi/4 \times (D + 2 \times t_s)))^2$$

$$= 2.7194 \text{ m}^2$$

$$A_r = A_t + A_b$$

$$= 5.1160 \text{ m}^2$$

Karena A_j (Luas Permukaan Panas) $6.38187 \text{ m}^2 > A_r$ (Luas Penampang *shell*) 5.1160 m^2 , maka dipilih pendingin reaktor menggunakan koil pendingin. Nilai koefisien perpindahan panas RATB dengan *baffle* dan didinginkan dengan koil dipakai persamaan 20.4 kern,

halaman

$$\frac{hcDi}{k} = 0,87 \left(\frac{L^2 Np}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

722.

$$\left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14} = 1$$

(20.4)

hC	= Koefisien transfer panas cairan, Btu/jam.ft ² . °F =	
Dt	= Diameter reaktor	= 1.1915 m
k	= Konduktivitas panas	= 0.3579 Btu/jam.ft ² (°F/ft)
Cp	= Kapasitas panas larutan	= 1.7996 Btu/lb.°C
L	= Diameter putaran pengaduk	= 0.3972 m
N	= kecepatan pengadukan	= 690.2330 rpm
ρ	= densitas campuran	= 88.7773 lb/ft ³
μ	= viskositas campuran	= 1.7739 lb/ft.jam
hc	=	= 3985.698874 Btu/jam.ft ² . °F

d. Menghitung kebutuhan air pendingin

Sebagai pendingin digunakan air dengan suhu masuk (T1) = 30 °C (86 °F) dan suhu keluar (T2) = 40 °C (104 °F)

Tf = (T1+T2)/2	= 35 °C
Densitas	= 88.7773 lb/ft ³
Viskositas	= 1.7739 lb/ft.jam
Cp	= 1.7996 Btu/lb.°C
k	= 0.3579 Btu/jam.ft ² (°F/ft)
Wt q/Cp(T2-T1)	= 12826.2145 lb/jam
Debit air	= 10469.85426 kg/jam

e. Menghitung luas penampang aliran

Harga kecepatan untuk cairan dalam pipa = 1,5 – 2,5 m/s (*Coulson*, 1987 p.527)
maka diambil kecepatan pendingin = 2,2 m/s = 7920 m/jam

$$A = \frac{Qv}{v}$$

$$= 0.0005 \text{ m}^2 = 0.0056 \text{ ft}^2$$

$$ID = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$= 1.0099 \text{ in} = 0.0841 \text{ ft}$$

Dipakai standar 1,25 in dari tabel kern hal 844, sehingga didapat :

$$OD = 1.66 \text{ in} = 0.1383 \text{ ft}$$

$$ID = 1.280 \text{ in} = 0.1066 \text{ ft}$$

f. Mengitung *mass velocity* (V)

$$Gt \text{ Wt/A} = 1239247.7806 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$V \text{ Gt/densitas} = 13959.0584 \text{ ft/jam} = 1.1819 \text{ m/s} = 3.8764 \text{ ft/s}$$

g. Menghitung HI dan HIO

Re dalam pipa, $ret = (ID \times Gt) / \text{viskositas} =$

Untuk $T=95 \text{ }^\circ\text{F}$ diperoleh hi (heat transfer coefficient) = Btu/jam.ft².°F dari figure 25, kern

$$Hi = 1000 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$$

$$Hio = 3073,309975 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$$

h. Menghitung Uc dan Ud

1) Clean Overall Coeficient

$$Uc = (ho \cdot hio) / (ho + hio) \\ = 6146.61995 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$$

2) Rd

Untuk $T_f < 240 \text{ }^\circ\text{F}$, $T_c < 125 \text{ }^\circ\text{F}$, $vc < 3 \text{ ft/sec}$, dan air pendingin yang digunakan berasal dari *Cooling Tower* yang tidak di treatment kembali maka $Rd, \text{min} = 0.003$ (Tabel 12, Kern, 1965 : hal 845)

Syarat : $Rd > Rd, \text{min}$

Dari tabel 8 kern diambil harga Ud 125 Btu/jam.ft².°F

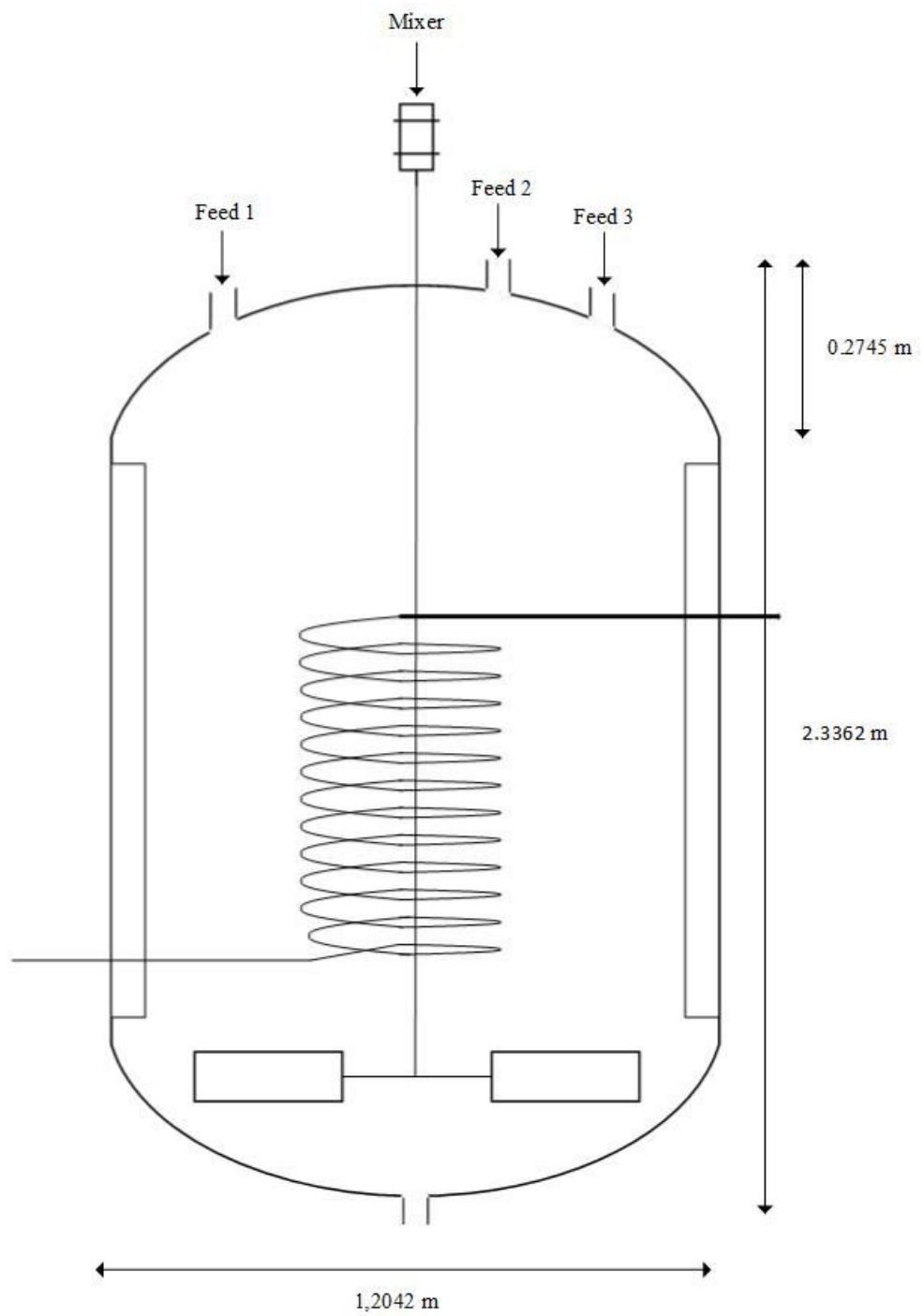
$$Rd = (Uc - Ud) / (Uc + Ud) \\ = 0.0078$$

i. Menghitung Panjang koil

$$L = A_j \text{ total} / A \\ = 48.1347 \text{ m}$$

j. Menentukan jumlah lekungan koil

Diameter G= Helix DC 0,8 ID reaktor	= 42.2201 in
AB=DC	= 42.2201 in
Jarak antar gulungan koil y $\frac{1}{2}$ OD koil	= 0.8297 in = 0.0691 ft
BC=y	= 0.8297 in = 0.0691 ft
AC = $((AB^2)+(BC^2))^{1/2}$	= 3.5176 ft = 1.0722 m
Keliling lingkaran koil	= 27.2220 ft = 8.2973 m
Jumlah lengkungan koil	= luas/keliling
	= 6
Tinggi tumpukan koil	= y x N
	= 0.4148 ft
Tinggi cairan	= 0.9946 m
Tinggi cairan + coil	= 1.1211 m



DESAIN REAKTOR

LAMPIRAN B
EVAPORATOR

Jenis : *Short vertical tube Evaporator* dengan tutup dan alas berbentuk *torispherical*

Fungsi : Menguapkan Asetaldehida, Formaldehida, dan sedikit kandungan air yang masih tersisa di dalam produk

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-167 type 316*

Alasan pemilihan :

1. *Short vertical tube Evaporator* umum digunakan diindustri karena lebih murah serta lebih mudah dalam pengoperasian dan pembersihannya (perry's, 1989:11-109).
2. *Short vertical tube Evaporator* memiliki koefisien perpindahan panas cukup tinggi (Glover, 2004).
3. *Short vertical tube Evaporator* memiliki harga relatif harga lebih murah dibandingkan *Evaporator* jenis lainnya (Glover, 2004).

A. Perhitungan Neraca massa dan Neraca Panas pada EV-01

Steam yang digunakan untuk menaikkan *Temperature feed* adalah *superheated steam* dengan *Temperature* 300 °C = 572 °F dengan tekanan 14.7000 psia.

Data *steam* :

$H_L =$

$H_v =$

Air yang harus diuapkan (V) = 1931.5665 kg/jam

Asumsi di *Evaporator* yang menguap adalah Asetaldehida dan Formaldehida teruapkan secara sempurna,

1. Menghitung neraca massa

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 8		Arus 9	Arus 10
CH ₂ O	553,3725		553,3725	-
C ₂ H ₄ O	113,6356		113,6356	-
C(CH ₂ OH) ₄	1857,5727		-	1857,5727
HCOONa	1323,9654		-	1323,9654
H ₂ O	4828,9162		1931,5665	2897,3497
Subtotal	8677,4624		2598.5746	6078.8878
Total			8677.4624	

2. Menghitung bubble point

Komponen	Kmol	log P ^{sat}	P ^{sat} (mmHg)	P ^{sat} (atm)	K=P ^{sat} /P	x	y = K.x
C(CH ₂ OH) ₄	13.644	-3.994	0.000101	0.000	0.000	0.070	0.000
HCOONa	19.468	0.000	1.000	0.001	0.001	0.100	0.000
H ₂ O	160.830	2.962	916.365	1.206	1.206	0.829	1.000
jumlah	193.942					1.000	1.000

pada keadaan *bubble point* nilai dari $\sum y_i = \sum (K_i \cdot x_i) = 1$. Dengan cara melakukan trial suhu dengan tekanan 1 atm sampai didapatkan nilai $\sum y_i = 1$.

Dari trial dengan goal-seek didapat :

Tekanan = 1.000 atm

Suhu feed = 378.498 K

= 105 °C

3. Menghitung neraca panas

Menghitung panas umpan Q_c

Komponen	C _p .ΔT	F _m	(F _m .C _p .ΔT)
	kJ/kmol.K	kmol/jam	kJ/jam.K
CH ₂ O	-2199.7172	18.4298	-40540.2979
C ₂ H ₄ O	-2092.1690	2.5795	-5396.7916
C(CH ₂ OH) ₄	-4441.4033	13.6439	-60597.9550
HCOONa	-2268.0000	19.4681	-44153.5935
H ₂ O	-1507.1548	268.0497	-403992.4628
TOTAL		322.1710	-554681.1008

Umpan Q_c = -554681.1008 j/jam

Menghitung panas yang dibawa vapor 25-105 °C

a. Menghitung panas laten

Komponen	A	B	C	D	E	T _{ref}	T	F, mol	c _P	Q
CH ₂ O	34.428	0.02977	0.00015104	1.2733E-07	3.3887E-11	298.15	378.6	18429.7774	2993.0196	55160685.2169
C ₂ H ₄ O	34.	0.04	0.000	1.64	4.72	29	378.	2579.	5857	15110363.

4O	14	002	1563 4	45E- 07	48E- 11	8.1 5	647 6	5199	.820 0	3191
H2O	34	- 8.42 E- 02	2.99 E-05	- 1.78 E-08	3.69 E-12	29 8.1 5	378. 647 6	10721 9.898 7	662. 8691	71072758. 9222
jumlah										14134380 7.4582 j/jam
										33781.980 75 kkal/jam

b. menghitung panas sensibel

kompone n	A	Tc	n	V, mol	dHvap	Q
CH2O	30.94	408	0.29 7	18429.7774 1	30.629 0	564486.0866
C2H4O	36.47 4	469.1 5	0.37 7	2579.51990 1	36.070 4	93044.3656
H2O	52.05 3	647.1 3	0.32 1	107219.898 7	51.698 2	5543071.5707
jumlah						6200602.0229 j/jam
						1481.979451 kkal/jam

Total panas penguapan = panas laten + panas sensibel

$$= 35263.9602 \text{ kkal/jam}$$

c. Menghitung panas liquid

Komp onen	A	B	C	D	Tre f	T	L, mol	cP	Q
CH2O	44.2 2	0.39 86	- 0.001 536	0.0000 03033	29 8.1 5	378.64 75588	184 29.7 8	9786. 7825	1803682 23.4436
C2H4 O	45.0 56	0.44 853	- 0.001 6607	0.0000 027	29 8.1 5	378.64 75588	257 9.52	9005. 8208	2323069 3.9685
C(CH 2OH) 4	- 1429 .747	9.51 92	- 0.016 68	0.0000 10341	29 8.1 5	378.64 75588	136 43.8 8	22445 .8367	3062482 05.6681
HCO ONa					29 8.1 5	378.64 75588	194 68.0 7	0.000 0	0.0000
H2O	92.0 53	- 0.03	- 0.000	5.3469 E-07	29 8.1	378.64 75588	268 049.	6058. 7467	1624045 529.7893

		9953	21103		5		7	
								2133892 652.8695 j/jam
								510012.5 843 kkal/jam

d. Neraca massa total

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	132571,9648	0,0000
Q produk		510012,5843
Q steam	510012,5843	
Q penguapan	0,0000	35263,9602
Total	545276,5445	545276,5445

A. Perancangan *Evaporator*

1. Kondisi operasi

$$\text{Temperature umpan} = 45 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Laju alir umpan} = 8677.4624 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir uap} = 1726755.9615 \text{ kj/jam}$$

$$\text{Viskositas umpan} = 2.0501 \text{ cP}$$

$$\text{Densitas umpan} = 840.6484 \text{ Kg/m}^3$$

2. Menghitung luas permukaan panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}}$$

Dari tabel 8.3-1 Geankoplis hal 534, untuk short *tube vertical Evaporator* diperoleh $U = 200 - 500 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$ maka diambil nilai $500 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$

Dari tabel 12. buku kern halaman 846 diperoleh dirty factor

$$R_d = 0,003$$

$$U_d = \frac{U}{1 + R_d \cdot U} = 200.0000 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

Menentukan ΔLMTD

$$\text{Suhu steam masuk } T_1 = 300.0000 \text{ } ^\circ\text{C} = 572.0000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu steam keluar } T_2 = 210.0000 \text{ } ^\circ\text{C} = 410.0000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu bahan masuk } t_1 = 45.0000 \text{ } ^\circ\text{C} = 113.0000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu bahan keluar } t_2 = 105.4976 \text{ }^\circ\text{C} = 221.8956 \text{ }^\circ\text{F}$$

	Fluida panas °F		Fluida dingin °F		Selisih °F
T1	572.0000	t2	221.8956	Δt1	350.1044
T2	410.0000	t1	113.0000	Δt2	297.0000

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= 322.8246 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Luas permukaan panas

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} \\ &= 25.3492 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

3. Pemilihan *tube*

Dipilih *tube* (tabel 10. Kern, hal 843) dengan :

$$\text{OD} = 1.2500 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 10.0000$$

$$\text{ID} = 0.9820 \text{ in}$$

$$a' = 0.3271 \text{ in}^2$$

$$a'' = 0.2572 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$L = 6.0000 \text{ ft}$$

Jumlah *tube* :

$$N_t = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 16.4264$$

$$= 22 \text{ tube}$$

Standarisasi harga N_t , dengan *tube* passes = 4 sehingga didapatkan, nilai N_t yang mendekati adalah 22

$$\begin{aligned} \text{Luas alir } \textit{tube} &= \frac{1}{4} \pi \text{ID}^2 \cdot N_t \\ &= 2486.8800 \text{ ft} \end{aligned}$$

Luas *downtake* $\frac{1}{2}$ - 1 kali luas alir *tube*

$$\begin{aligned} \text{Diambil luas } \textit{downtake} &= 1 \times \text{luas alir } \textit{tube} \\ &= 2486.8800 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka diameter } \textit{downtake} &= \left(\frac{4}{\pi} \times A_{\textit{downtake}}\right)^{1/2} \\ &= 56.2850 \text{ ft} \\ &= 17.1557 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Menentukan diameter *Evaporator*

Tekanan Operasi = 1 atm

Volume spesifik = 22.3904 ft³/lbm

Laju uap = 2598.5746 kg/jam
= 5728.8695 lb/jam

Volumetri = volume spesifik x laju uap
= 35.6310 ft³/s

Kecepatan uap = 1 - 3 ft/s
= 3 ft/s

Luas penampang *Evaporator* A = $\frac{\text{laju volumetrik}}{\text{kecepatan uap}}$

= 11.8770 ft²

$$D_i^2 = \frac{4 \times A}{\pi}$$

D_i² = 15.1299 ft²

D_i = 3.8897 in = 1.1856 m

5. Menentukan tinggi *shell Evaporator*

Tinggi *shell* = (1,5 - 2,5) x L *tube*

Tinggi *shell* = 9 ft = 2.7431 m

Tinggi fluid = 2/3 tinggi *shell*
= 6 ft = 1.8287 m

6. Menentukan tekanan desain

ρ Campuran = 840.6484 kg/m³ = 52.4817 lb/ft³

Faktor keamanan = 10%

Waktu tinggal di *Evaporator* diperkirakan = 0,5 jam

Tekanan Hidrostatik ,PH = ρ . g . (Hs/144) = 2.1867 psia

Tekanan desain (Pop + PH) Sf = 18.5754 psia

7. Menentukan tebal *shell*

$$t_s = \frac{P_d \times r_i}{f \times E - 0.6 \times P_d} + C$$

(Brownell pers.13.1)

Dimana :

t_s = tebal dinding tangki, in

P_d = tekanan desain

r_i = jari-jari tangki

f = allowable stress

E = efisiensi sambungan

C = faktor koreksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel SA-167 type 316* :

F = 18750.0000 (Brownell, item 4, hal 342)

E = 0.8000 (Brownell, tabel 13.2, hal 254)

r_i = $D/2$

C = 0.1250

substitusi ke pers 13.1

P_d = 18.5754

r_i = 23.3383 sehingga

t_s = 0.0289

Diambil tebal *shell* standar = 0,1875 in (tabel 5.7 Brownell)

OD = $ID + (2 \times t_s) = 46.7345$ IN

OD di standardkan = 54.0000 in = 4.5000 in

ID Koreksi = $OD - 2t_s = 53.9422$ in = 1.3701 m
= 4.4952 ft

8. Menghitung tebal *head*

$$t_d = \frac{0.885 \cdot P_d \times R_c}{f \times E - 0.1 \times P_d} + C$$

R_c = $ID/2 = 26.9711$ in

T_d = 0.1546 in

Dipakai tebal *head* standar $5/16$ in = 0,3125 in

9. Penentuan Tinggi *Dish*

Od standar = 54 in

r = 54 in

icr = 3,25 in

AB = $ID/2 - icr$

$$\begin{aligned}
 &= 23.7211 \\
 \text{BC} &= r - icr \\
 &= 50.75 \text{ in} \\
 \text{B} &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} \\
 &= 9.1349 \text{ in}
 \end{aligned}$$

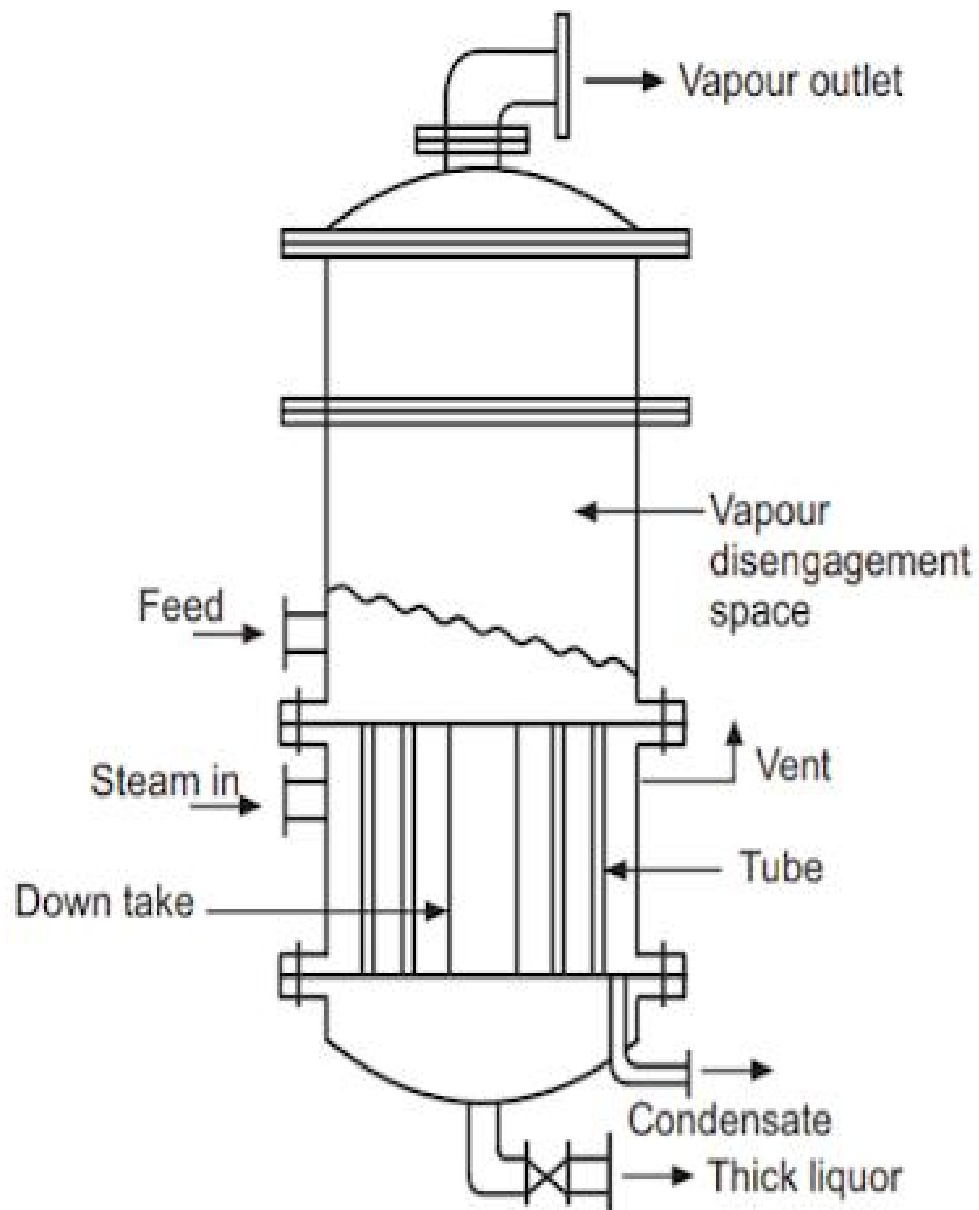
Tinggi *flange*, $sf = 3 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup, OA} &= b + sf + td \\
 &= 12.2895 \text{ in} \\
 &= 1.0241
 \end{aligned}$$

10. Penentuan tinggi *Evaporator* total

$$\begin{aligned}
 \text{Ht} &= \text{H} + \text{Hd} \\
 &= 10.0241 \text{ ft} \\
 &= 3.0554 \text{ m}
 \end{aligned}$$

DESAIN *EVAPORATOR*



LAMPIRAN C
CRYSTALLIZER

Tugas : Mengkristalkan larutan $C(CH_2OH)_4$ dan $HCOONa$ cair menjadi $C(CH_2OH)_4$ kristal dan $HCOONa$ kristal

Jenis alat : *swenson walker Crystallizer*

Kondisi Operasi : Untuk membangkitkan kondisi super jenuh Larutan sehingga terjadi proses kristalisasi dapat dilakukan beberapa metode, dan dalam alat kristalisasi ini menggunakan metode pendinginan.

T : 40 °C

P : 1 atm

Tujuan :

1. Menentukan spesifikasi *Crystallizer*
2. Menghitung waktu tinggal dalam *Crystallizer*
3. Menghitung neraca massa dan neraca panas *Crystallizer*

Solubilitas pentaerythol dalam air = 11,5 gr/100 ml air (Faith and Kayes, 1961)

Maka kristal yang terbentuk dirumuskan :

$$C = R \cdot ((100 \cdot A_0) - X(S_0 - \Delta S)) / (100 - X(R - 1))$$

Dimana

C = berat kristal yang terbentuk

R = perbandingan BM $C(CH_2OH)_4$ kristal dengan BM $C(CH_2OH)_4$ tidak kristal = 1

X = kelarutan $C(CH_2OH)_4$ dalam kristalizer = 0,115

A_0 = berat $C(CH_2OH)_4$ dalam larutan = 1859,0240 kg/jam

S_0 = Berat $CH_2O + C_2H_4O + HCOONa + H_2O$ = 2899,6133 kg/jam

Maka C = 1855,6895 kg/jam

Kristal yang tidak terbentuk = 3,3346 kg/jam

Kristal $C(CH_2OH)_4$ yang terbentuk dalam H_2O pada suhu 40 °C

A. Neraca Massa *Crystallizer*

Tabel 1. Neraca *Crystallizer*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 10	Arus 11
C(CH ₂ OH) ₄	1859,0240	1859,0240
HCOONa	1324,9997	1324,9997
H ₂ O	2899,6133	2899,6133
Subtotal	6083,6371	6083,6371
Total		

Shape factor

Asumsi : kristal C(CH₂OH)₄ berbentuk bola

Dirancang $V = \pi/6 \times D_p^3$

$A = \pi \times D_p^2$

Dimana :

A = Luas permukaan kristal

V = Volume kristal

D_p = Diameter partikel

Karakteristik suatu kristal dapat dinyatakan sebagai berikut :

Luas permukaan : $A_c = k_a \times L^2$

Volume kristal : $V_c = k_v \times L^3$

Dimana :

K_a = faktor bentuk luas

K_v = faktor bentuk volume

L = karakteristik dimensi

Sehingga :

L = D_p

k_a = $\pi = 3,14$

k_v = $\pi/6 = 0,5238$

Pemilihan *Crystallizer*

dipilih *Crystallizer* yang digunakan jenis “*swenson walker Crystallizer*”. Menurut badger and bahero, hal 524 diperoleh spesifikasi sebagai berikut :

Panjang max L = 40 ft
 Kec. Pengaduk = 7 rpm
 Bentuk = semi silinder
 Laju alir fluida = 6078.8878 kg/jam
 Waktu tinggal = 2 jam
 Densitas = 1053.3527 kg/jam

Volum fluida dalam *vessel* :

$$V = (Wh / \rho h) * t$$

$$= 11,5510 \text{ m}^3$$

Dirancang : over design = 20%

Sehingga kapasitas : $Q = 13,8612 \text{ m}^3$

Crystal size distribution

Diketahui :

Slurry density = 1008,9773 kg/m³

Crystal density = 1062,5965 kg/m³

Ukuran partikel rata-rata

Untuk jenis kristalisator ini menghasilkan kristal dengan ukuran rata rata 40-100 mesh.

Diinginkan ukuran C(CH₂OH)₄ 14 mesh dan 80 mesh.

Diambil dari data Perry’s tabel 18.6

variabel	kisaran	design
G, m/s . 10 ⁸	0,4 - 4,2	0,9
t, jam	2,5 - 6,8	3,38

maka didapat data :

Growth rate = 0.4 - 4.2 m/s.10⁸

dipilih *Growth rate* :

t, time = 2.0-6.0 jam

dipilih t = 2 jam

L, untuk 80 *mesh* = 0.177 mm

Menghitung Nucleation rate

Densitas populasi dapat dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$n = \frac{M_T}{\rho_c f_v L^3}$$

$$N(80 \text{ mesh}) = 171,2352694 \text{ partikel/L slurry mm}$$

$$Ln(n) = 5,14303845 \text{ partikel/L slurry mm}$$

$$n = n^{\circ} \exp\left(-\frac{L}{G t}\right)$$

Maka didapat densitas populasi :

$$\begin{aligned} n^{\circ} &= 5.143038456 / \exp(2.7315) \\ &= 78,97454027 \end{aligned}$$

$$B = n_0 G$$

Maka nilai *nucleation rate*

$$B = 2,558775105 \text{ jumlah nuklei/volum waktu}$$

Perancangan dimensi vessel

Panjang *walker - swenson Crystallizer* dibatasi maksimal hanya 40 ft.

$$\text{Dirancang Panjang (H)} = 20 \text{ ft} = 6,096 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga luasampang A} = Q/H = 2.2720 \text{ m}^2$$

$$\text{Dirancang } x = D/2$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} A &= \pi/4 * D^2 + x * D \\ &= (\pi/4 + 1/2) * D^2 \end{aligned}$$

Diameter through :

$$D = (A / (\pi/4 + 1/2))^{1/2}$$

$$D = 2.0130 \text{ m}$$

$$X = 1.0073 \text{ m}$$

Menghitung power pengaduk

$$P = C.L.W.F/3300$$

Dimana :

P = *power* penggerak

C = kapasitas, ft³/menit

H = tinggi, ft

W = densitas larutan atau bahan, lb/ ft³

F = konstanta, dari tabel 16.6 badger and bahero diperoleh : = 2,2

Massa total masuk *Crystallizer* = 6083,6371 kg/jam

Densitas bahan/larutan = 1053.3527 m³/jam = 79.90582321 lb/ft³

Kapasitas *Crystallizer* = massa total/densitas

= 13.86119679 m³

panjang *Crystallizer*, H = 20 ft

Maka P = 0.4524 Hp

Diambil efisiensi *motor* = 0,7

Power motor = 0,5174 Hp

Diambil P = 1 Hp

Neraca panas *Crytallizer*

Tabel 2. Perhitungan panas reaksi standar

Komponen	ΔH_f^0 (kJ/mol)	ΔH_f^0 (J/mol)
CH ₂ O	-115.90	-115900
C ₂ H ₄ O	-191.70	-191700
NaOH	-425.60	-425600
C(CH ₂ OH) ₄	-446.50	-446500
HCOONa	-666.50	-666500
H ₂ O	-285.83	-285830

Tabel 3. Panas 40 °C ke 25 °C

Komponen	C_p	F_m	$C_p.F_m$
	J/Mol.K	Mol/Jam	J/Jam.K
C(CH ₂ OH) ₄	-4434.8416	13654.5353	-60555701.0981

HCOONa	-2268.0000	19483.2847	-44188089.6467
H2O	-1507.2079	160955.5007	-242593394.1175
Total		194093.3207	-347337184.8623

$$Q_c = -347337184.9 \text{ j/jam}$$

$$= -83015.5796 \text{ kkal/jam}$$

Tabel 4. Panas 25 °C ke 40 °C

Komponen	Cp	Fm	Cp.Fm
	J/Mol.K	Mol/Jam	J/Jam.K
C(CH2OH)4	3244.9743	13654.5353	44308616.8503
HCOONa	0.0000	19483.2847	0.0000
H2O	1131.0360	160955.5007	182046460.5519
Total		194093.3207	226355077.4022

$$Q_h = 226355077.4022 \text{ j/jam}$$

$$= 54100.1619 \text{ kkal/jam}$$

Panas reaksi total

$$(\Delta H_r)_A = Q_c + Q_h = -28915.4177 \text{ kkal/jam}$$

Panas kristalisasi

$$Q_{\text{crystalization}} = 13654.5353 \text{ Kj}$$

$$= 3263.512272 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{serap}} = 134636.6428 \text{ kj/jam}$$

$$= 32178.92992 \text{ kkal/jam}$$

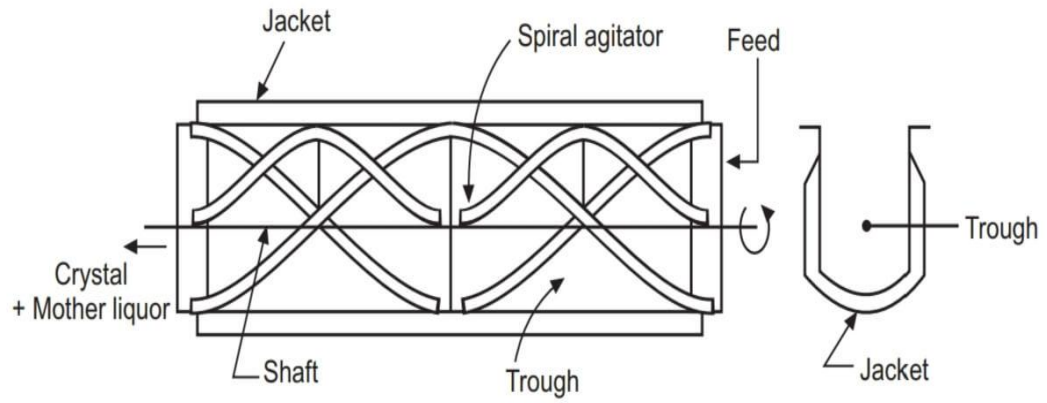
Kebutuhan air pendingin = 13463.66428 kg/jam

Tabel 5. Neraca Panas Total

Komponen	Masuk		Keluar	
	kkal/jam	kJ/jam	kkal/jam	kJ/jam
Umpan	83015.5796	347337.1849		
Produk			54100.1619	226355.0774

Qkristalisasi	3263.5123	13654.5353		
Qserap			32178.9299	134636.6428
Total	86279.0918	360991.7202	86279.0918	360991.7202
Cek Balance	0.0000			

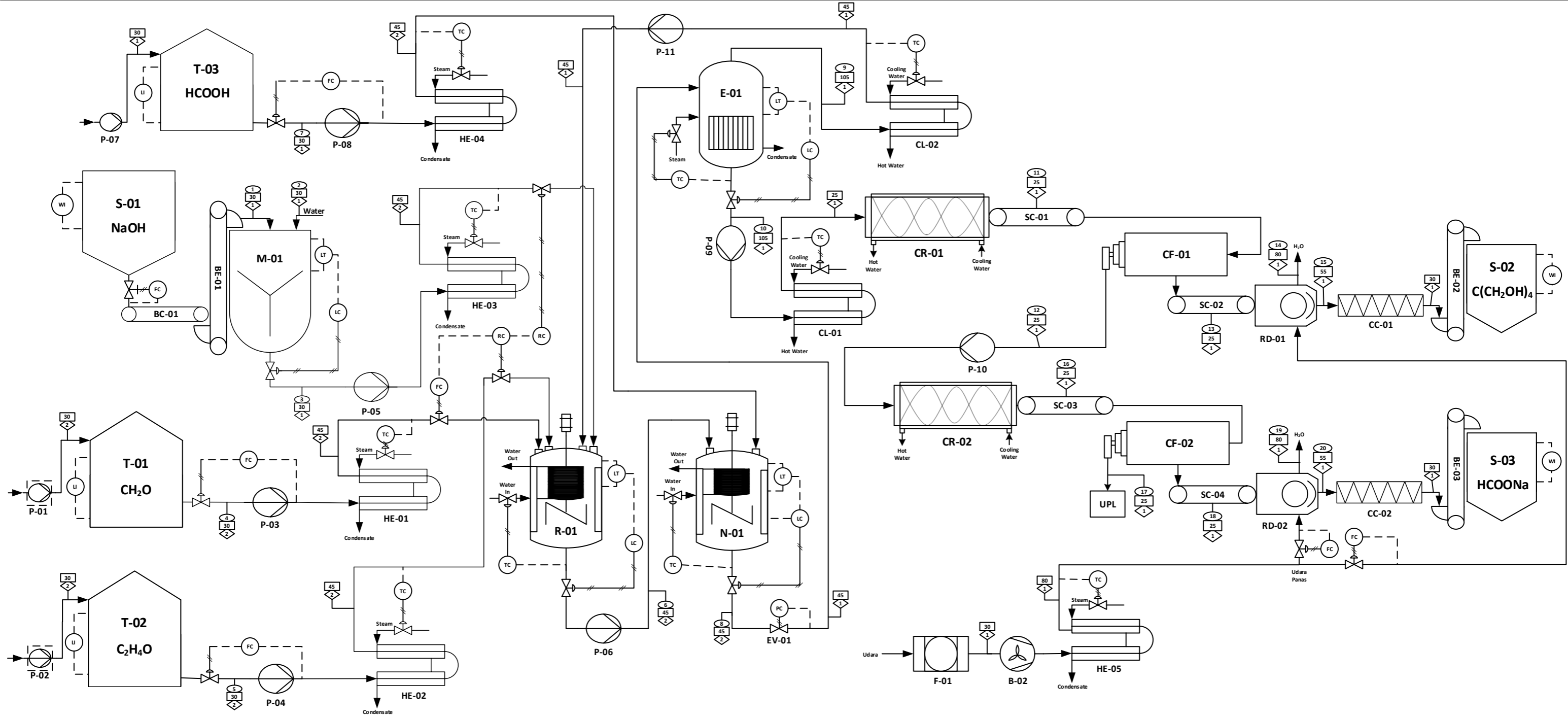
DESAIN CRYSTALLIZER



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK PENTAERYTHRITOL DARI FORMALDEHYDE DAN ACETALDEHYDE

KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN



Komponen	NOMOR ARUS (KG/AM)																			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
CH ₂ O	-	-	-	2193,7691	-	553,8048	-	553,8048	553,8048	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₂ H ₄ O	-	-	-	-	715,2476	113,7244	-	113,7244	113,7244	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NaOH	779,2729	-	779,2729	-	-	233,1325	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C(CH ₂ OH) ₄	-	-	-	-	-	1859,0240	-	1859,0240	-	1859,0240	1859,0240	3,3346	1855,6895	-	1855,6895	3,3346	-	3,3346	-	3,3346
HCOONa	-	-	-	-	-	928,6040	-	1324,9997	-	1324,9997	1324,9997	1287,1285	37,8712	-	37,8712	1287,1285	29,7968	1257,3317	-	1257,3317
H ₂ O	7,8714	771,4015	779,2729	3735,3367	14,5969	4529,2065	198,4775	4832,6889	1933,0756	2899,6133	2899,6133	2861,7421	37,8712	37,4925	0,3787	2861,7421	2829,5029	32,2393	8,7334	23,5059
HCOOH	-	-	-	-	-	-	268,2682	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	787,1444	771,4015	1558,5459	5929,1058	729,8445	8217,4962	466,7457	8684,2419	2600,6048	6083,6371	6083,6371	4152,2052	1931,4319	37,4925	1893,9394	4151,2052	2859,2997	1292,9056	8,7334	1284,1722

KETERANGAN ALAT	KETERANGAN SIMBOL
BC BELT CONVEYOR	FC FLOW CONTROLLER
BE BUCKET ELEVATOR	LC LEVEL CONTROLLER
B BLOWER	LI LEVEL INDICATOR
CF CENTRIFUGE	LT LEVEL TRANSMITTER
CL COOLER	PC PRESSURE CONTROLLER
CR CRYSTALLIZER	TC TEMPERATUR CONTROLLER
E EVAPORATOR	RC RATIO CONTROLLER
EV EXPANSION VALVE	UPL UNIT PENGOLAHAN LIMBAH
F FILTER	WI WEIGHT INDICATOR
HE HEAT EXCHANGER	○ NOMOR ARUS
M MIXER	□ SUHU, °C
N NETRALIZER	◇ TEKANAN, ATM
P POMPA	- - - - - ARUS LISTRIK
R REAKTOR	— ARUS SINYAL
RD ROTARY DRYER	— ARUS UTAMA
S SILO	⊗ VALVE CONTROLLER
SC SCREW CONVEYOR	⊗ EXPANSION VALVE
T TANGKI PENYIMPANAN	



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK PENTAERYTHRITOL
DARI FORMALDEHYDE DAN ACETALDEHYDE
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh :
 Dedi Haryanto (2000020013)
 M. Riyan Firmansyah (2000020027)

Dosen Pembimbing:
 Agus Aktawan, S.T., M.Eng.

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN
 2024