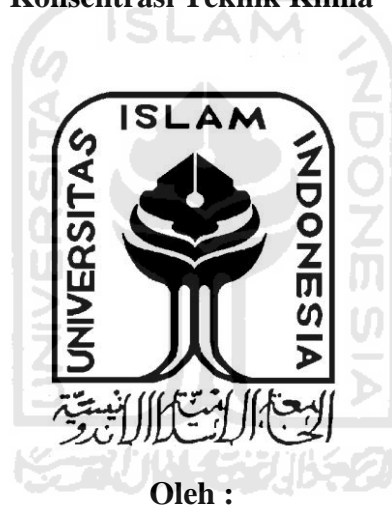


**PRA RANCANGAN PABRIK GLISEROL DARI ALIL
ALKOHOL DAN HIDROGEN PEROKSIDA
DENGAN KAPASITAS 10.000 TON / TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh :

Nama : Fitriana Rosida

Nama : Diana Isnawati

No. Mahasiswa : 12521033

No. Mahasiswa : 12521077

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2017

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK GLISEROL DARI ALIL
ALKOHOL DAN HIDROGEN PEROKSIDA
DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/ TAHUN**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama	: Fitriana Rosida	Nama	: Diana Isnawati
No.Mahasiswa	: 12521033	No.Mahasiswa	: 12521077

Yogyakarta, Januari 2017

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Fitriana Rosida



Diana Isnawati

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK GLISEROL DARI ALIL ALKOHOL DAN HIDROGEN PEROKSIDA DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/ TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh :

Nama : Fitriana Rosida Nama : Diana Isnawati
No.Mahasiswa : 12521033 No.Mahasiswa : 12521077

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, _____ 2017

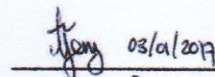
Tim Penguji,

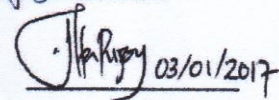
Suharno Rusdi, Ph.D
Ketua

Ajeng Yulianti, ST., MT
Anggota I

Ifa Puspasari, ST.M. Eng., Ph.D
Anggota II

 4/1/17

 03/01/2017

 03/01/2017

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Faisal RM, Ir., Drs., MSIE., Ph.D

KATA PENGANTAR



Assalamu 'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK GLISEROL DARI ALIL ALKOHOL DAN HIDROGEN PEROKSIDA DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 10.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangu kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayahnya.
2. Bapak Faisal RM., Drs., Ir., MSIE., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Suharno Rusdi, Ph.D dan Ibu Lilis Kistriyani, ST., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan

pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

4. Ayahanda dan Ibunda yang tercinta. Kami sangat bangga menjadi anak ayah yang menjadikan kami selalu ingin menjadi yang terbaik untuk keluarga. Terima kasih atas segala dorongan semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di UII.
5. Teman – teman Teknik Kimia 2012 yang selalu memberikan dukungan, semangat, serta doa.
6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Amin.

Wassalamu 'alaikum Wr.,Wb.

Yogyakarta, Januari 2017

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

Fitriana Rosida,

Alhamdulillah Rabbi' alamin

Segala Puji bagi Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya sepanjang hidupku, yang tanpa lelah selalu menunjukkan jalan yang benar dan yang selalu mengingatkanku akan kewajiban sebagai hamba-Nya serta memberikan nikmat yang begitu berharga dan tak terhingga. Kupersembahkan tulisan ini untuk,

Bapak Sunardi dan Ibu Partanti

Kedua orang tuaku yang tercinta yang selalu memberikan dukungan, perhatian dan kasih sayang tanpa batas serta pelajaran hidup yang sangat berharga. Kehadiran bapak dan ibu dalam hidupku telah memberikan kebahagiaan dan kekuatan yang tak terhingga. Bangga sekali di lahirkan dan dibesarkan oleh kalian.

Ridho Aldiansyah, Muhammad Tohir dan Fazilla Belva Azzura

Ketiga saudaraku yang juga selalu memberi dukungan padaku, doa untuk kesuksesanku. Semoga kelak kita semua menjadi anak-anak yang sukses dan selalu membahagiakan kedua orang tua tercinta.

Prasda Afrin Hambara, ST

Partner hidup yang selalu ada meski di kejauhan. Yang selalu memberikan dukungan dan semangatnya dengan penuh kesabaran untuk menemani perjuangan ini. Semoga cita – cita kita dapat terwujud dan menjadi kebahagiaan yang abadi.

Aamiin.

Na, Rk, Nb, Adc

Ke empat sahabatku yang dari awal menemaniku merantau di kota orang, dimana kita saling menyemangati satu sama lain, dan sama-sama berjuang demi membanggakan kedua orangtua kita. Semoga suatu saat kita bisa bertemu lagi dalam keadaan sehat dan menjadi orang yang sukses !

Diana Isnawati, ST

Partner Pra Perancangan Pabrik yang sudah bekerja keras dan kesabarannya menemani perjuangan ST.

Yuril Atsirul Aulia, S.Stat., Baiq Siska Febriani, S.Stat., Khairizahra, ST, Galuh Ayu

Pratiwi, ST., Desi Puspitasari, S.Stat., dan Yuyun Noviasari, S.Stat

Teman hidup Kos Putri Fatimah yang selalu menuliskan cerita lucu, pelajaran hidup yang sangat berharga selama 4 tahun ini di kota istimewa. Semoga kelak kita dipertemukan lagi dengan segala kesuksesan kita dan akan menjadi sahabat yang kekal sepanjang hidup ini.

Eko Pryandonno dan Muhamad Arief Budiman

Partner Kerja Praktek dan Penelitian yang telah sama – sama berjuang untuk menyelesaikan tahap demi tahap menuju ST.

Lithium Sulfida's

Geng Tugas Akhir yang selalu memberikan kelucuan dan keseruannya selama bimbingan.

LEMBAR PERSEMBAHAN

Diana Isnawati,

Alhamdulillah Rabbil' alamin

Segala Puji bagi Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya kepadaku.

Salawat serta salam senantiasa kujunjung tinggi untuk Nabi besar, Muhammad SAW,

sebagai suri tauladan untuk kita semua. Kupersembahkan tulisan ini untuk:

Bapak H. Taryono dan Ibu Hj. Naini Astuti

Kedua orang tuaku tercinta yang selalu memberikan dukungan semangat, doa, nasehat, kasih sayang, dan pelajaran hidup yang sangat berharga sehingga penulis mampu menyelesaikan skripsi ini.

Muhammad Rusdian Wahid, S.Ars dan Dita Velayati

Kakakku dan adikku tersayang yang selalu memberi semangat dan motivasi dalam menyelesaikan skripsi ini

Keluarga besar Iman Diharjan dan Keluarga besar Banul Makhali

Terimakasih atas nasehat-nasehatnya menjadi motivasi Diana untuk menjadi lebih baik lagi.

mbak Icha

calon kakak ipar terimakasih yang selalu memberikan semangat dan nasehatnya dalam menyelesaikan skripsi ini.

Fitriana Rosida, ST

Partner Tugas Akhir, terimakasih atas kerjasama dan kesabarannya selama beberapa bulan ini.

Teman-teman kost putri zarah

Terima kasih kepada, Indah, Nisya, Seni, Sarah, Qisti, Gitsta, Dima, Via, Lita, Ovi, Tika yang telah banyak membantu penulis dalam penyelesaian skripsi ini.

Teman-teman icikwuir.

Terima kasih kepada MbK Indah, Nova, Kakak Eka, Rifqi, yang telah memberikan semangat, nasehat sehingga penulis dapat menyelesaikan skripsi ini.

Teman-teman satu bimbingan Lithium Sulfida's

(Elda, Foppy, Nunung, Dwi, Kiki, Nadia dll) terima kasih atas bantuan dan semangatnya.

Teman-teman jurusan Teknik Kimia 2012

(Tutus, Vandy, Tyo, Oggy, Meqa, Nurul, Putri, Yadi, Sherly, Desta, Lina, Bagas, Ita, Yudar dll) makasih banyak untuk motivasi dan semangatnya.

Teman-teman KKN PW-265

(Putri, Mimid, Nobel, bang Dyo, Bagas, Rino, mas Bani) semoga kalian semua sukses semua yaa.

Dan kepada semuanya yang gak bisa saya sebutin satu-satu, terima kasih banyak atas bantuannya semoga kalian semua sukses selalu...

DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PRA RANCANGAN PABRIK	ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
DAFTAR ISI	xi
DAFTAR TABEL	xv
DAFTAR GAMBAR	xviii
INTISARI	xix
<i>ABSTRACT</i>	xx
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.1.1 Latar Belakang Pendirian pabrik	1
1.1.2 Ketersediaan Bahan Baku	2
1.1.3 Kapasitas Rancangan	2
1.1.4 Lokasi Pabrik	4
1.2 Tinjauan Pustaka	7
1.2.1 Macam – Macam Proses	7
1.2.2 Kegunaan Produk	9
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk	11

2.2 Spesifikasi Bahan Baku	12
2.3 Pengendalian Kualitas	14
2.3.1 Seksi Laboratorium	14
2.3.2 Seksi Penelitian	14
2.3.3 Seksi Pengembangan.....	16
 BAB III URAIAN PROSES	
3.1 Uraian Proses	18
3.2 Proses Pembentukan dan Pemurnian produk	19
3.2.1 Tahap Pembentukan Produk.....	19
3.2.3 Tahap Pemurnian Produk.....	20
3.3 Spesifikasi Alat	21
3.4 Perancangan Produksi.....	51
3.4.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku	51
3.4.2 Analisis kebutuhan Peralatan Proses	51
 BAB IV PERANCANGAN PABRIK	
4.1 Lokasi Pabrik	52
4.2 Tata Letak Pabrik	54
4.3 Tata Letak Alat Proses	58
4.4 Aliran Proses dan Material	61
4.4.1 Neraca Massa	61
4.4.2 Neraca Panas	64
4.4.3 Diagram Alir Kualitatif	67
4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif	68

4.5 Perawatan.....	69
4.6 Pelayanan Teknik (<i>Utilitas</i>)	70
4.6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	71
4.6.2 Perhitungan Kebutuhan Air	79
4.6.3 Unit Pembangkit Steam	80
4.6.4 Unit Pembangkit Listrik	81
4.6.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar	82
4.6.6 Spesifikasi Alat Utilitas	82
4.7 Laboratorium	92
4.7.1 Program Kerja Laboratorium	93
4.8 Bentuk dan Organisasi Perusahaan	95
4.8.1 Struktur Organisasi	97
4.8.2 Tugas dan Wewenang	101
4.8.3 Sistem Kepegawaian.....	113
4.8.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan	114
4.8.5 Perincian Jumlah Karyawan	116
4.9 Evaluasi Ekonomi	122
4.9.1 Harga Jual Produk dan Harga Beli Bahan Baku	123
4.9.2 Penaksiran Harga Peralatan.....	123
4.9.3 Harga Bangunan dan Lahan	127
4.9.4 Investasi Modal (<i>Capital Investment</i>)	127
4.9.5 <i>Manufacturing Cost</i>	129
4.9.6 <i>General Expense</i>	132

4.9.7 Keuntungan (<i>Profit</i>)/Tahun	137
4.9.8 Analisa Kelayakan.....	139
BAB V PENUTUP	
5.1 Kesimpulan	142
5.2 Saran	143
DAFTAR PUSTAKA	136
LAMPIRAN	



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Gliserol	3
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik	58
Tabel 4.2 Perincian Luas Area Proses	61
Tabel 4.3 Neraca Massa Overall	61
Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor-01	62
Tabel 4.5 Neraca Massa Reaktor-02	62
Tabel 4.6 Neraca Massa Reaktor-03	62
Tabel 4.7 Neraca Massa Centrifuge	63
Tabel 4.8 Neraca Massa Menara Distilasi	63
Tabel 4.9 Neraca Panas Overall	64
Tabel 4.10 <i>Neraca Panas Reaktor-01</i>	64
Tabel 4.11 <i>Neraca Panas Reaktor-02</i>	65
Tabel 4.12 <i>Neraca Panas Reaktor-03</i>	65
Tabel 4.13 Neraca Panas Menara Distilasi	66
Tabel 4.14 Kebutuhan Air Pendingin.....	79
Tabel 4.15 Kebutuhan Air Steam.....	79
Tabel 4.16 Kebutuhan Air untuk Perkantoran dan Rumah Tangga	80
Tabel 4.17 Kebutuhan Lisrik Pabrik	81
Tabel 4.18 Jadwal Kerja Shift Tiap regu	116
Tabel 4.19 Perincian Jumlah Karyawan.....	117
Tabel 4.19 Perincian Jumlah Karyawan (lanjutan)	118
Tabel 4.20. Penggolongan Gaji Menurut Jabatan	119

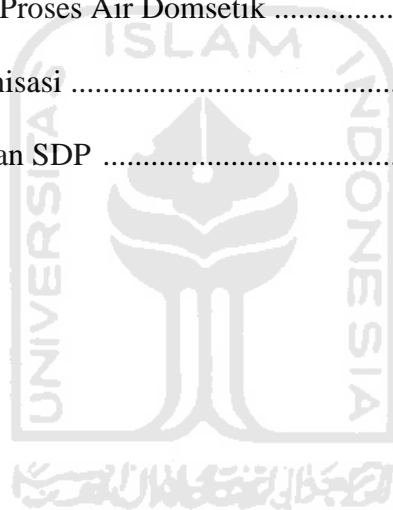
Tabel 4.20 Penggolongan Gaji Menurut Jabatan (lanjutan)	120
Tabel 4.21. Index Harga	124
Tabel 4.22. Index Harga Berdasarkan Persamaan Regresi	125
Tabel 4.23. Modal tetap (<i>fixed capital investment</i>).....	128
Tabel 4.24. Modal Kerja (<i>Working Capital</i>) tahun ke-1	128
Tabel 4.25. Modal Kerja (<i>Working Capital</i>) tahun ke-2	129
Tabel 4.26. Modal Kerja (<i>Working Capital</i>) tahun ke-3	129
Tabel 4.27. Modal Kerja (<i>Working Capital</i>) tahun ke-4	129
Tabel 4.28. Modal Kerja (<i>Working Capital</i>) tahun ke-1	130
Tabel 4.29. Modal Kerja (<i>Working Capital</i>) tahun ke-2	130
Tabel 4.30. Modal Kerja (<i>Working Capital</i>) tahun ke-3	131
Tabel 4.31. Modal Kerja (<i>Working Capital</i>) tahun ke-4	132
Tabel 4.32. <i>General Expense</i> tahun ke-1	132
Tabel 4.33. <i>General Expense</i> tahun ke-2	133
Tabel 4.34. <i>General Expense</i> tahun ke-3	133
Tabel 4.35. <i>General Expense</i> tahun ke-4	133
Tabel 4.36. Total Biaya tahun ke-1	133
Tabel 4.37. Total Biaya tahun ke-2	134
Tabel 4.38. Total Biaya tahun ke-3	134
Tabel 4.39. Total Biaya tahun ke-4	134
Tabel 4.40. <i>Fixed Cost (Fa)</i>	134
Tabel 4.41. <i>Variable Cost (Va)</i> tahun ke-1	134
Tabel 4.42. <i>Variable Cost (Va)</i> tahun ke-2	135

Tabel 4.43. Variable Cost (Va) tahun ke-3	135
Tabel 4.44. Variable Cost (Va) tahun ke-4	135
Tabel 4.45. <i>Regulated Cost (Ra)</i> tahun ke- 1	136
Tabel 4.46. Regulated Cost (Ra) tahun ke- 2	136
Tabel 4.47. Regulated Cost (Ra) tahun ke- 3	137
Tabel 4.48. Regulated Cost (Ra) tahun ke- 4	137



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Data Impor di Indonesia	3
Gambar 4.1 <i>Layout</i> Pabrik Gliserol	57
Gambar 4.2 <i>Layout</i> Peralatan Proses	60
Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Gliserol	67
Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Gliserol	68
Gambar 4.5 Diagram Alir Proses Air Steam	77
Gambar 4.6 Diagram Alir Proses Air Domsetik	78
Gambar 4.7 Struktur organisasi	100
Gambar 4.7 Grafik BEP dan SDP	141



ABSTRAK

Gliserol menjadi salah satu bahan industri yang kebutuhannya terus mengalami peningkatan setiap tahun. Indonesia sendiri melakukan import untuk memenuhi kebutuhan gliserol. Pembutan pabrik gliserol di Indonesia dapat membantu memenuhi kebutuhan dalam negeri maupun luar negeri. Pabrik yang dirancang akan di bangun di Kabupaten Karawang, Provinsi Jawa Barat ini memiliki kapasitas 10.000 ton/tahun. Proses pembuatan gliserol dari alil alkohol dan hidrogen peroksida dijalankan menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk dengan bantuan katalis *tungstic acid*. Dengan kondisi operasi : temperature 70°C dan tekanan 1 atm. Reaksi bersifat eksotermis pada fase cair. Pada proses pembuatan gliserol terdiri dari dua tahap yaitu tahap pembentukan produk dan tahap pemurnian produk. Pada tahap pembentukan produk ini bertujuan untuk mereaksikan alil alkohol dengan hidrogen peroksida membentuk produk gliserol menggunakan reaktor jenis *continuous stirred tank reaktor* berjumlah 3 buah yang di susun secara seri. Pabrik direncanakan beroperasi 330 hari/tahun dengan jumlah karyawan sebanyak 150 orang. Kebutuhan utilitas : air sebanyak 10.436,07 kg/jam, steam sebanyak 461,78 kg/jam, listrik 81,7991 Kw dan bahan bakar yang digunakan untuk menggerakkan generator sebesar 19,381 lt/jam. Berdasarkan analisa ekonomi diperoleh *Break Event Point* (BEP) 43,23 % (syarat BEP 40-60 %), *Shut Down Point* (SDP) 25,08 % , *Return on Investment* sebelum pajak (ROI_b) sebesar 13,98% (syarat ROI_b pabrik beresiko rendah 11-44%), dan *Return on Investment* sesudah pajak (ROI_a) sebesar 12,16%, *Pay Out Time* sebelum pajak sebesar 4,17 tahun (syarat POT_b untuk pabrik beresiko rendah <5 tahun) dan *Pay Out Time* sesudah pajak (POT_a) sebesar 4,51 tahun. Berdasarkan hasil ekonomi dapat di simpulkan bahwa perancangan pabrik ini cukup layak untuk didirikan.

Kata-kata kunci : gliserol, tungstic acid, alil alkohol, hidrogen peroksida

ABSTRACT

Glycerol became one of the industrial material needs has increased each year. Indonesia itself to do the import to meet the needs of glyceol. Making of glycerol plant in Indonesia can help meet the needs of domestic and Foreign Affairs. The plant is designed to be distric Karwang, West Java has a capacity of 10,000 ton/year. The process using a Continniouss Stirred Tank Reactor with tungstic acid catalystr. For operating conditions : temperature 70 °C and pressure of 1 atm. The reaction is exothermic and in the liquid phase. Glycerol in the manufacturing process consists of two phases: the formation of product and product purification steps. At this stage of the formation of this product is aimed at reacting allyl alcohol with hydrogen peroxide to form glycerol product using continuous stirred tank reactor type reactor amounted to 3 pieces that cemented the series. The plant is planned to operate 330 days/year with the number of empoyees as much as 150 people. The needs of utilities: water as much as 10,436.07 kg/h, steam as much as 461.79 kg/h, electricity 81,7991 Kw and fuel used to ddrive a generator of 19.38 lt/h. Based on the analysis of the feasibility obtained the Break Event Point (BEP) 43.23% (terms BEP 40-60%) Shut Down Point (SDP) 25.08%, the Return on Invesment before tax (ROI_b) 13.98% (low-risk factory ROI_b 11-44%) and Return on Invesment after tax (ROI_a) of 12.16%, Pay Out Time before tax (POT_b) of 4.17 years (POT_b terms for low-risk factory >5 years) and Pay Out Time after tax (POT_a) for 4.51 years. Based on the results of the economic evaluation can be concluded that the design of the plants is quite feasible to be build.

Keywords : glycerol,tungstic acid, alyl alcohol, hydrogen peroxide

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

1.1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Pada dasa warsa terakhir negara Indonesia selain meningkatkan pembangunan disegala bidang khususnya bidang industri kimia. Kemajuan ini tampak dari semakin banyaknya pabrik kimia yang didirikan di Indonesia. Kegiatan pengembangan industri kimia ini diarahkan untuk meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi kebutuhan berbagai bahan kimia di dalam negeri dan untuk menghadapi persaingan akan pemenuhan kebutuhan produk kimia di pasar dunia.

Selain itu, sektor industri kimia dipilih sebagai jalur utama pertumbuhan ekonomi karena sektor ini dapat memberikan nilai tambah yang besar dan menyerap tenaga kerja dengan produktivitas yang tinggi. Salah satu jenis produk dari industri kimia yang penting dan memiliki prospek cerah adalah *organic compound* seperti gliserol.

Gliserol digunakan secara luas pada berbagai industri kimia, seperti industri makanan, industri farmasi (obat-obatan) dan kedokteran, serta industri kosmetik. Selain itu gliserol juga digunakan

untuk pembuatan bahan peledak, minyak vernis, resin, tinta printer dan sebagai bahan anti beku.

Pada tahun 1779, gliserol dihasilkan dari gliserida dalam lemak/minyak. Sejak tahun 1949, gliserol sintetik telah diproduksi diantaranya Amerika Serikat yang memproduksi 30% gliserol sintetik. Kebutuhan gliserol sintetik sangat besar dan cenderung meningkat setiap tahunnya. Hal ini tidak diimbangi dengan adanya pabrik yang memproduksi gliserol di Indonesia karena selama ini, Indonesia hanya memproduksi gliserol sebagai hasil samping dari pembuat sabun.

Dalam rancangan pabrik gliserol ini dipilih bahan baku alil alkohol, hidrogen peroksida, dan *tungstic acid* sebagai katalis, karena proses ini sangat sederhana dan sebagian bahan baku tersedia.

1.1.2 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan faktor yang sangat penting untuk kelangsungan hidup suatu pabrik. Untuk menjamin kontinuitas produksi pabrik, bahan baku harus mendapat perhatian yang serius dengan tersedianya secara periodik dalam jumlah yang cukup.

Bahan baku yang digunakan pada produksi gliserol yang dirancang adalah alil alkohol dari PT Daicel Chemical Industries dan hidrogen peroksida yang dibeli dari PT Peroksida Indonesia Pratama.

1.1.3 Kapasitas Rancangan

Melihat kegunaan dari gliserol yang cukup banyak maka diperkirakan kebutuhan setiap tahun akan meningkat. Dalam

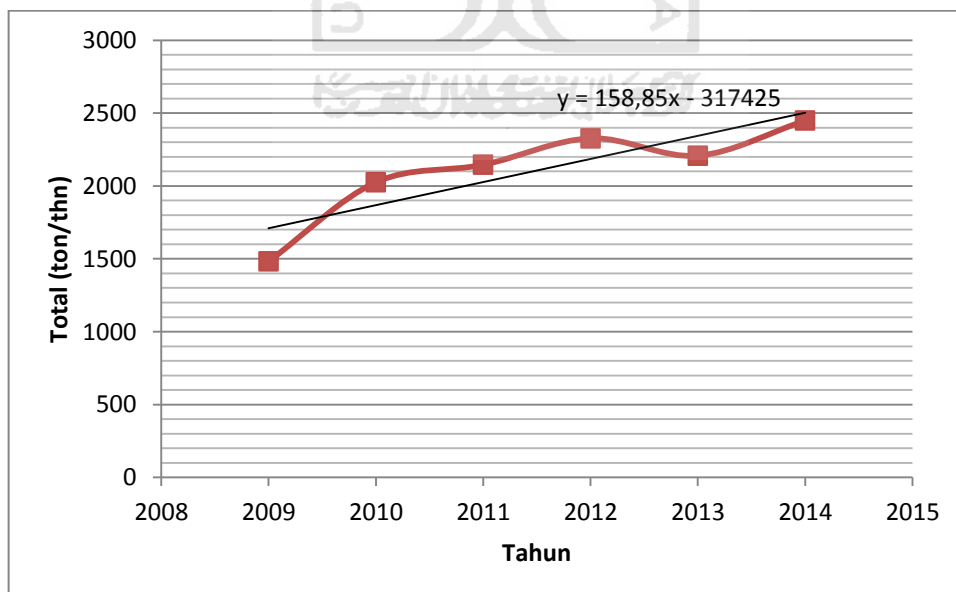
menentukan kapasitas rancangan, perlu dipertimbangkan beberapa faktor, di antaranya kebutuhan gliserol di Indonesia.

Data impor gliserol di Indonesia dari tahun 2009 sampai 2014 dapat dilihat pada Tabel 1.1

Tabel 1.1. Data Impor Gliserol di Indonesia

Tahun	Kebutuhan ton/tahun
2009	1482,13
2010	2025,12
2011	2145,190
2012	2326,726
2013	2207,808
2014	2448,173

(Sumber : Badan Pusat Statistik 2016)



Gambar 1.1 Grafik Data Impor di Indonesia

Berdasarkan prediksi kebutuhan gliserol dalam negeri tahun 2020 dengan persamaan linier $y = 185,85x - 317.425$ yaitu sebesar 3.452 ton/tahun. Selain itu kami mengambil 4,8% dari kebutuhan luar negeri yang dapat dilihat dari data ekspor Indonesia yaitu sekitar 6.548 ton/tahun. Sehingga dari kapasitas kebutuhan dalam negeri dan kebutuhan luar negeri, maka pada pra-rancangan ini pabrik akan memproduksi gliserol sebanyak 10.000 ton/tahun.

1.1.4 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik didasarkan atas pertimbangan yang secara praktis lebih menguntungkan, baik ditinjau dari segi teknis maupun ekonomis. Adapun faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik antara lain :

1. Penyediaan bahan baku

Bahan baku merupakan faktor penting dalam penentuan lokasi pabrik. Pabrik sebaiknya didirikan di lokasi yang dekat dengan sumber bahan baku. Hal ini dapat menghemat biaya transportasi dan penyimpanan bahan baku, dan juga dapat menjaga ketersediaan bahan baku yang berkesinambungan.

2. Pemasaran

Pabrik yang akan didirikan sebaiknya dekat dengan daerah pemasaran sehingga dapat menghemat biaya transportasi dan memudahkan dalam pengiriman produk ke konsumen.

3. Transportasi

Lokasi pabrik harus dekat dengan fasilitas transportasi sehingga tidak mengalami kesulitan dalam pengangkutan bahan baku maupun produk yang dihasilkan. Sarana transportasi yang diperlukan antara lain jalan raya dan pelabuhan.

4. Ketersediaan tenaga kerja

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi

5. Ketersediaan energi dan air

Sarana penunjang operasi pabrik antara lain air, tenaga listrik dan bahan bakar. Lokasi pabrik yang dekat dengan sarana penunjang operasi tersebut sangat diperlukan untuk menunjang kelancaran operasi pabrik.

6. Kondisi geografis dan sosial

Lokasi pabrik sebaiknya terletak di daerah yang aman dari gangguan bencana alam (banjir, gempa bumi, dan lain-lain). Kebijakan pemerintah setempat juga turut mempengaruhi lokasi pabrik yang akan dipilih. Kondisi sosial masyarakat diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga dipilih lokasi yang memiliki masyarakat yang dapat menerima keberadaan pabrik.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas, maka pabrik gliserol ini dalam perencanaannya akan di dirikan di Karawang, Jawa Barat. Faktor-faktor pendukungnya antara lain :

1. Dekat dengan sumber bahan baku, yaitu Hidrogen Peroksida yang dibeli dari PT. Peroksida Indonesia Pratama di Karawang, Jawa Barat. Sedangkan Alil Alkohol dibeli dari PT. Daicel Chemical Industries di Jepang.
2. Lokasi ini cukup dekat dengan pelabuhan laut sebagai sarana pemasaran produk.
3. Kebutuhan tenaga kerja yang cukup mudah terutama tenaga menengah (*semi-skill*) dan buruh kasar (*unskilled labour*), kebutuhan tenaga ahli dapat diambil dari perguruan tinggi yang ada di Jawa Barat maupun dari provinsi lainnya di Jawa maupun di luar pulau Jawa, selain itu Karawang sebagai kawasan industri juga memiliki banyak tenaga ahli yang dapat bekerja sama.
4. Tersedia bahan pendukung utilitas seperti air, listrik dan LNG. Kebutuhan air proses diperoleh dari sumber air sungai.
5. Terletak di tempat yang jarang terjadi gempa, stabil dan iklim yang baik. Karawang merupakan kawasan industri, sehingga masyarakatnya telah terbiasa untuk menerima kehadiran suatu pabrik di daerahnya. Selain itu masyarakat juga dapat mengambil keuntungan dengan pendirian pabrik.

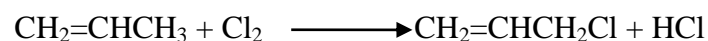
1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1 Macam- macam Proses

Gliserol adalah merupakan cairan kental yang tidak berwarna, mempunyai rasa manis, dan bersifat higroskopis (Perry, 1997).

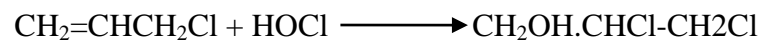
Pada tahun 1779, Scheolo pertama kali membuat gliserol dengan cara memanaskan campuran minyak zaitun dengan larutan soda dan garam dapur, kemudian dicuci dengan air, maka akan terdapat hasil berupa larutan yang rasanya manis yang menunjukkan adanya gliserol (Kirk & Othmer, 1978). Sejak itu gliserol dikenal orang dan berusaha memanfaatkannya. Mula – mula dikembangkan cara pengambilan gliserol dari saponifikasi minyak makanan yang terdiri dari senyawa gliserida ester. Proses saponifikasi ini dilakukan pada proses netralisasi asam lemak bebas yang terkandung dalam minyak dengan larutan alkali yang akan menjadi sabun dan gliserol. Selanjutnya gliserol yang akan dipekatkan dan dimurnikan dari hasil saponifikasi.

Karena kebutuhan gliserol semakin meningkat maka dengan kemajuan teknologi diperoleh gliserol sintesis dari industri petrokimia yang berupa propilena. Pembuatannya ada dua cara yaitu dari propilena lewat alil klorida dan propilena lewat akrolein. Mekanisme pembuatan gliserol dari propilen lewat alil klorida diuraikan dalam reaksi berikut ini :

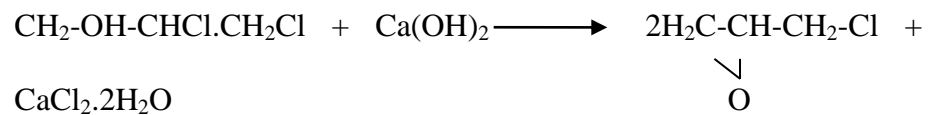


(Propilena)

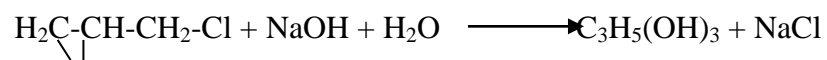
(3-Chloroprop-1-ene)



(Diklorohidrin)



(Epiklorohidrin)



(Gliserol)

(Alil Klorida)

Sedangkan mekanisme reaksi gliserol dari propilena lewat akroleina adalah sebagai berikut :



(2-Propenal)

(Prop-2-en-1-ol/Alil Alkohol)



(Alil Alkohol + Hidrogen Peroksida)

(Gliserol)

Pada perancangan pabrik ini, digunakan metode pembuatan gliserol dari propilena lewat akroleina dengan langsung mereaksikan alil alkohol dengan hidrogen peroksida yang kemudian akan menghasilkan gliserol. Dipilihnya cara ini berdasarkan pertimbangan sebagai berikut :

1. Reaksi yang dijalankan lewat akroleina lebih sederhana bila dibandingkan dengan lewat alil klorida karena tidak ada hasil samping.
2. Kemurnian gliserol yang diperoleh lebih besar 99 %
3. Bahan baku dan produk tidak korosif dan tidak mudah meledak.

1.2.2 Kegunaan Produk

Gliserol mempunyai banyak kegunaan, antara lain digunakan dalam industri obat – obatan, makanan, kosmetik, pelapis dan pembungkus, resin, pemrosesan tembakau dan masih banyak lagi kegunaan (Kirk & Othmer, 1978).

Kegunaan gliserol pada industri makanan dan minuman :

1. Berfungsi sebagai humektan, pelarut dan pemanis, dapat membantu juga sebagai pengawet makanan.
2. Pengemulsi makanan.
3. Pembuatan ester poligliserol masuk ke shortening dan margarin.
4. Digunakan sebagai filter rendah lemak dalam produk makanan atau rokok.
5. Pelarut rasa dan pewarna makanan.
6. *Humectant* dan pelunakan dalam permen, kue dan penutup daging dan keju.

Kegunaan gliserol pada industri kosmetik :

1. Mengatasi masalah kulit kering
2. Pembersih muka (mencegah dan mengurangi jerawat)
3. Mengobati masalah bibir kering dan pecah – pecah
4. Memperlambat penuaan pada kulit dengan mengurangi garis – garis halus dan kerutan pada wajah
5. Pelembab wajah

Kegunaan gliserol pada industri polieter poliol :

1. Salah satu bahan baku utama untuk pembuatan poliol untuk busa fleksibel, dan pada tingkat yang lebih rendah busa poliuretan kaku
2. Digunakan dalam lapisan permukaan cat
3. Digunakan sebagai pelembut dan *plasticizier* untuk memberikan fleksibilitas, kelenturan dan ketangguhan
4. Penggunaan penutup makanan termasuk daging, penutup kolagen dan nonmeat packaging
5. Alkid resin dan plastik

Kegunaan gliserol pada industri kosmetik dan obat – obatan :

1. Pelembut dalam sabun
2. Pemanis di dalam pasta gigi
3. Campuran obat batuk
4. Campuran shampo

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk Gliserol

Sifat fisis gliserol :

Rumus molekul : $C_3H_8O_3$

Bentuk : Cair

Berat molekul : 92 kg/kmol

Titik didih : 290 °C

Titik Beku : 17,9 °C

Densitas : 1,260 kg/L

Viskositas : 80 cP

Panas pelarutan : 1,381 kal/grmol

Panas penguapan : 21,06 kal/grmol

Panas pembentukan : 159,8 kkal/grmol

Kemurnian : 99 %

Impuritis : H_2O 1 %

(Perry, 1997)

(Kirk and Othmer, 1978)

Kapasitas panas,K : 124,995 kal/grmol °K

(Yaws, 1999)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

1. Alil Alkohol

Sifat fisis alil alkohol :

Rumus molekul	: C_3H_5OH
Bentuk	: Cair
Berat molekul	: 58 kg/kmol
Titik didih	: 96,90 °C
Titik Beku	: -129 °C
Densitas	: 0,854 kg/L

(Perry, 1997)

Viskositas	: 0,55 cP
Kemurnian	: 99 %
Impuritis	: H_2O 1 %

(Kirk and Othmer, 1998)

Kapasitas panas, K	: 49,8 kal/grmol °K
--------------------	---------------------

(Yaws, 1999)

2. Hidrogen Peroksida

Sifat fisis hidrogen peroksida :

Rumus molekul	: H_2O_2
Bentuk	: Cair
Berat molekul	: 34 kg/kmol
Titik didih	: 150,2 °C
Titik Beku	: -0,43 °C

Densitas, (20 °C, 30%) : 1,11 kg/L

(Perry, 1997)

Viskositas, 30 °C : 0,874 cP

Panas penguapan : 1,52 kJ/gr

Panas pembentukan : 367,52 kJ/gr

Kemurnian : 100 %

(Kirk and Othmer, 1998)

Kapasitas panas, °C : 2,619 J/(g. °K) (Cair)

(Yaws, 1999)

3. Katalis *Tungstic Acid*

Sifat fisis tungstic acid :

Rumus molekul : H_2WO_4

Bentuk : Powder

Berat molekul : 250 kg/kmol

Titik didih : 100 °C

Titik Beku : 1,47 °C

Densitas : 5,59 kg/L

Warna : kuning

Kelarutan dalam air : tidak larut

Kelarutan : HF, Amonia dan Etanol

(Perry, 1997)

Kemurnian : 100 %

(Kirk and Othmer, 1998)

2.3. Pengendalian Kualitas

Kualitas merupakan salah satu daya tarik bagi konsumen terhadap suatu produk. Oleh mempertahankan mutu produk merupakan salah satu hal yang penting dan memerlukan perhatian khusus dari perusahaan. Menyadari pentingnya mempertahankan kualitas tersebut, maka pabrik gliserol membentuk bagian yang mengendalikan mutu tersebut yaitu seksi laboratorium yang berada di bawah bagian operasi serta seksi penelitian dan seksi pengembangan yang berada di bawah bagian Litbang.

2.3.1 Seksi Laboratorium

Seksi Laboratorium bertugas sebagai berikut :

- Melakukan pengujian komposisi dan kualitas bahan.
- Melakukan evaluasi dan melakukan tindakan koreksi dan pencegahan terhadap penyimpangan yang terjadi pada bahan baku.
- Memberikan status inspeksi dan pengujian bahan dan produksi akhir.

Sedangkan tanggung jawab seksi jaminan mutu antara lain adalah :

- Melakukan pengujian secara kimia dan bertanggung jawab terhadap kalibrasi peralatan laboratorium.

2.3.2 Seksi Penelitian

Tugas utama dari seksi ini adalah untuk menguji kualitas bahan selama proses produksi yang sedang berlangsung yaitu mengatur komponen bahan baku, sehingga didapatkan produk

dengan kualitas yang diinginkan dengan melakukan pengujian terhadap bahan baku dengan menggunakan analisa kimia.

Seksi penelitian membawahi tiga kelompok kerja sebagai berikut :

1. Analisa Produksi

Bertugas membuat data produksi gliserol mulai dari pemakaian bahan baku sampai proses produksi.

2. Pengendalian Mutu

Bertugas mengendalikan jalannya proses pembuatan gliserol dari hulu ke hilir dari segi kualitas.

3. Pengolahan Kebutuhan Air

Bertugas menyediakan air yang layak digunakan sebagai air proses dan air sanitasi. Parameter yang diuji antara lain warna, pH, kandungan klorin, tingkat kekeruhan, total kesadahan, jumlah padatan, total alkalinitas, kadar minyak, sulfat, silika dan konduktivitas air.

Alat-alat yang digunakan untuk pengujian air ini antara lain :

- pH meter, digunakan untuk mengetahui tingkat keasaman/kebesaan air.
- *Spectropotometer*, untuk menentukan jenis senyawa yang terlarut dalam air.

- *Spectroscopi*, untuk menentukan kadar silika, sulfat, *hydrazine*, turbiditas, kadar fosfat dan kadar sulfat.
- Peralatan gravimetrik, untuk mengetahui jumlah kandungan padatan dalam air.
- Peralatan titrasi, untuk mengetahui kandungan klorida, kesadahan dan alkalinitas.
- *Conductivitymeter*, untuk mengetahui konduktivitas suatu zat yang terlarut dalam air.

Beberapa kegiatan yang dilakukan pada seksi penelitian adalah :

1. Inspeksi
Meliputi pengamatan (pengambilan) contoh pada tiap proses.
2. Analisa
Meliputi analisa kimia di laboratorium kimia.
3. Pengambilan Tindakan
Diadakan pengambilan tindakan bila produk yang didapatkan dari proses tidak sesuai dengan persyaratan.

2.3.3 Seksi Pengembangan

Penelitian dan pengembangan yang dilakukan pada pabrik gliserol dilakukan oleh seksi penelitian dan seksi pengembangan.

Secara organisasi seksi-seksi ini berkedudukan dibawah Bagian Penelitian dan Pengembangan.

Tugas Bagian Penelitian dan Pengembangan ini adalah :

1. Meneliti dan memeriksa bahan baku, bahan penolong dan bahan penunjang yang akan digunakan untuk proses.
2. Meneliti dan memeriksa produk yang akan dipasarkan.
3. Melakukan penelitian untuk pengembangan pabrik.



BAB III

URAIAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Reaksi utama :



Reaksi dilakukan dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk yang dioperasikan pada fase cair dengan tekanan atmosferis dan suhu reaksi dijaga 70 °C (isotermal) dengan menggunakan katalis H₂WO₄.

Semakin tinggi temperatur akan menyebabkan kecepatan reaksi bertambah cepat. Dipilih temperatur reaksi 70°C karena apabila melebihi dari suhu tersebut, dikhawatirkan alil alkohol akan banyak yang menguap sebelum bereaksi sehingga akan mengurangi jumlah gliserol yang dihasilkan.

Keberadaan katalis penting dalam mengarahkan reaksi agar bergeser ke kanan. Katalis yang biasa digunakan antara lain V₂O₅, MoO₃, WO₃ dan H₂WO₄. Katalis yang digunakan dalam proses ini adalah H₂WO₄ yang memiliki beberapa kelebihan dalam reaksi hidroksilasi antara lain tidak terbentuk produk samping, jika menggunakan katalis vanadium (V₂O₅) atau molybdenum (MoO₃) maka akan menghasilkan produk samping berupa asam formiat (HCOOH), tidak menyebabkan terjadinya korosi dalam reaktor, masa aktif katalis lama yaitu 4 jam, katalis ini tidak memerlukan *pre treatment* atau netralisasi terlebih dahulu.

Dalam proses ini, katalis H_2WO_4 berbentuk powder yang bersifat tidak larut dalam air, reaktan alil alkohol dan hidrogen peroksida maupun dalam produk gliserol. Sehingga pemisahan katalis hanya menggunakan *centrifuge* (pemisahan mekanis) dan dapat terpisah sempurna dari air, produk dan sisa reaktan. Kemudian produk gliserol dapat dipisahkan dari air dan sisa reaktan dengan proses distilasi.

(US 2838575A Patten 1958)

3.2 Proses Pembentukan dan Pemurnian Produk

3.2.1 Tahap Pembentukan produk

Tahap pembentukan produk ini bertujuan untuk mereaksikan alil alkohol dengan hidrogen peroksida membentuk produk gliserol menggunakan reaktor jenis *continuous stirred tank reaktor* berjumlah 3 buah (US 2838575A Patent 1958) yang di susun secara seri, karena untuk mereaksikan sisa-sisa reaktan yang belum bereaksi sehingga mencapai konversi yang diinginkan. Alil alkohol dari tangki penyimpanan T-01 dan hidrogen peroksida dari tangki penyimpanan T-02 diumpankan menuju Reaktor R-01. *Recycle* katalis H_2WO_4 dari *Centrifuge CF-01* juga diumpankan menuju bagian atas Reaktor R-01 pada suhu $70\text{ }^{\circ}\text{C}$, 1 atm. Di dalam reaktor R-01 dioperasikan pada suhu $70\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 1 atm. Setelah konversi di R-01 tercapai sebesar 0,05. Hasil reaksi Reaktor R-01 dipompa menuju bagian atas reaktor R-02 pada $70\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan 1 atm. Kemudian setelah konversi di R-02 tercapai sebesar

0,83. Hasil reaksi Reaktor R-02 dipompa menuju bagian atas reaktor R-03 pada 70 °C dan 1 atm. Konversi reaksi di Reaktor R-03 berdasarkan hidrogen peroksida sebesar 0,884.

Reaksi bersifat eksotermis sehingga di ketiga reaktor digunakan pendingin isolator dengan air sebagai media pendingin untuk menyerap kelebihan panasnya sehingga suhu reaksi isothermal (70 °C) tetap terjaga.

3.2.2 Tahap Pemurnian Produk

Hasil reaksi Reaktor R-03 lalu diumpankan menuju Centrifuge CF-01 untuk memisahkan katalis H_2WO_4 dari hasil reaksi yang kemudian direcycle menuju Reaktor R-01. Hasil reaksi yang sudah dipisahkan dari katalis kemudian diumpankan menuju Menara Distilasi MD-01 untuk mengambil produk gliserol dari sisa reaktan.

Sisa reaktan yang keluar sebagai hasil atas Menara Distilasi MD-01 akan dibuang menuju UPL (Unit Pengolahan Lanjut). Produk gliserol yang keluar sebagai hasil bawah Menara Distilasi MD-01 lalu didinginkan menggunakan HE-04 yang kemudian dipompa menuju tangki penyimpanan produk gliserol T-03 sebagai produk dengan tingkat kemurnian gliserol 99,5 %.

3.3 SPESIFIKASI ALAT

3.3.1 Tangki Penyimpanan Alil Alkohol

Kode	: T-01	
Fungsi	: Menyimpan alil alkohol sebanyak 12.600 kg/jam untuk waktu 14 hari.	
Jenis	: Tangki Silinder Vertikal	
Kondisi Operasi	Suhu	: 30 °C
	Tekanan	: 1 atm
Dimensi Tangki	Diameter	: 10,66 m
	Tinggi	: 10,97 m
	Tebal Shell	: 1/5 in
Jumlah	: 1 buah	
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	
Harga	: \$ 39.192,78	

3.3.2 Tangki Penyimpanan Hidrogen Peroksida

Kode	: T-02	
Fungsi	: Menyimpan hidrogen peroksida sebanyak 6.650 kg/jam untuk waktu 14 hari.	
Jenis	: Tangki Silinder Vertikal	
Kondisi Operasi	Suhu	: 30 °C
	Tekanan	: 1 atm
Dimensi Tangki	Diameter	: 7,62 m
	Tinggi	: 9,14 m

	Tebal Shell	: 1/5 in
Jumlah		: 1 buah
Bahan Konstruksi		: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga		: \$ 33.593,81

3.3.3 Tangki Penyimpanan Produk (*Gliserol*)

Kode		: T-03
Fungsi		: Menyimpan produk Gliserol sebanyak 1.7682 kg/jam untuk waktu 14 hari.
Jenis		: Tangki Silinder Vertikal
Kondisi Operasi	Suhu	: 30 °C
	Tekanan	: 1 atm
Dimensi Tangki	Diameter	: 10,6 m
	Tinggi	: 14,6 m
	Tebal Shell	: 1/5 in
Jumlah		: 1 buah
Bahan Konstruksi		: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga		: \$ 47.591,23

3.3.4 Silo-01

Kode		: S-01
Fungsi		: Tempat menyimpan bahan baku katalis H_2WO_4 sebanyak 96.08 kg/jam selama 14 hari.

Jenis : *Silinder Vertikal* dengan alas berbentuk kerucut

Kondisi Operasi : $T = 30^{\circ}\text{C}$; $P = 1 \text{ atm}$

Dimensi :

Diameter : 0,7064 m

Tinggi : 1,1523 m

Tekanan Desain : 1 atm

Tebal Shell : 1 15/16 in

Tebal Conis : 0,0481 m

Tinggi Conis : 0,0536 m

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 699,87

3.3.5 Bucket Elevator

Kode : BE-01

Fungsi : Mengangkut katalis H_2WO_4 menuju R-01

Jenis : *Spaced - Bucket Centrifugal - Discharge Elevator*

Kondisi Operasi : $T = 30$; $P = 1 \text{ atm}$

Dimensi :

Jarak Bucket : 0,3048 m

Tinggi Elevator : 7,62 m

Kecepatan Putar : 43 rpm

Bahan konstruksi : Malleable-iron

Laju	: 6,86271 kg/jam
Daya aktual	: 0,01 HP
Daya motor	: 0,05 HP
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 2.519,54

3.3.6 Belt Conveyor-01

Kode	: BC-01
Fungsi	: Mengangkut katalis H_2WO_4 menuju Bucket Elevator sebanyak
Jenis	: <i>screw conveyor</i>
Kondisi operasi	: $T = 30\text{ }^\circ\text{C}$, $P = 1\text{ atm}$
Panjang belt	: 9,14 M
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Laju	: 6,82 kg/jam
Kecepatan belt	: 100 ft/min
Lipatan belt	: 0,077 m
Daya motor	: 3 HP
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 2.654,15

3.3.7 Reaktor-01

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan alil alkohol dengan hidrogen peroksida menjadi gliserol dengan katalisator

tungstic acid dengan kecepatan umpan
1.375,88 kg/jam.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu : 70 °C

Konversi : 5%

Dimensi reaktor :

Diameter : 3,9 m

Tinggi reaktor : 3,9 m

Volume larutan dalam reaktor : 45,81 m³

Tinggi cairan dalam shell : 2,76 m

Tebal shell : ¼ in

Tebal head : 7/16 in

Tipe Pengaduk : *Six Blade Turbine dengan 4 Baffle*

Diameter pengaduk : 1,3 m

Lebar sudu pengaduk : 0,3 m

Jarak pengaduk dari dasar : 1,7 m

Lebar *baffle* : 0,2 m

Tinggi cairan : 2,76 m

Digunakan motor dengan daya : 3 HP

Tebal Isolator : 2,4 cm

Suhu Isolator dalam : 50 °C

Suhu isolator luar : 30 °C

Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga	: \$ 26.595,10

3.3.8 Reaktor-02

Kode	: R-02
Fungsi	: Mereaksikan alil alkohol dengan hidrogen peroksida menjadi gliserol dengan katalisator <i>tungstic acid</i> dengan kecepatan umpan 1.375,88 kg/jam.
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Kondisi operasi	: Tekanan : 1 atm Suhu : 70 °C
Konversi	: 83%
Dimensi reaktor	:
Diameter	: 4,9 m
Tinggi reaktor	: 4,9 m
Volume larutan dalam reaktor	: 92,40 m ³
Tinggi cairan dalam shell	: 3,75 m
Tebal shell	: 5/16 in
Tebal head	: 7/16 in
Tipe Pengaduk	: <i>Six Blade Turbine dengan 4 Baffle</i>
Diameter pengaduk	: 1,6 m
Lebar sudu pengaduk	: 0,4 m

Jarak pengaduk dari dasar	: 2,1 m
Lebar <i>baffle</i>	: 0,3 m
Tinggi cairan	: 3,76 m
Daya motor	: 3 HP
Tebal Isolator	: cm
Suhu Isolator dalam	: 50 °C
Suhu isolator luar	: 30 °C
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 37.793,04

3.3.9 Reaktor-03

Kode	: R-03
Fungsi	: Mereaksikan alil alkohol dengan hidrogen peroksida menjadi gliserol dengan katalisator <i>tungstic acid</i> dengan kecepatan umpan 1.375,88 kg/jam.
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Kondisi operasi	: Tekanan : 1 atm Suhu : 70 °C
Konversi	: 88,4%
Dimensi reaktor	:
Diameter	: 5,27 m
Tinggi reaktor	: 5,27 m
Volume larutan dalam reaktor	: 114,73 m ³

Tinggi cairan dalam shell	: 4,03 m
Tebal shell	: 5/16 in
Tebal head	: 7/16 in
Tipe Pengaduk	: <i>Six Blade Turbine dengan 4 Baffle</i>
Diameter pengaduk	: 1,8 m
Lebar sudu pengaduk	: 0,4 m
Jarak pengaduk dari dasar	: 2,3 m
Lebar <i>baffle</i>	: 0,3 m
Tinggi cairan	: 4,03 m
Daya motor	: 3 HP
Tebal Isolator	: cm
Suhu Isolator dalam	: 50 °C
Suhu isolator luar	: 30 °C
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 41.992,26

3.3.10 Centrifuge-01

Kode	: CF-01
Fungsi	: Memisahkan katalis sebanyak 6,19 kg/jam dan cairan sebanyak 1.375,21 kg/jam sebagai umpan menara destilasi.
Jumlah	: 1 unit
Jenis	: <i>Solid Bowl Basket</i>

P	: 1 atm
T	: 70 °C
Kecepatan putar	: 800 rpm
Diameter <i>bowl</i>	: 6 in
Daya Motor	: 5 HP
<i>Maximum centrifugal force</i>	: 5500
Harga	: \$ 6.998,71

3.3.11 Menara Distilasi-01

Kode	: MD-01
Fungsi	: Memisahkan Gliserol dari komponen lainnya agar memenuhi spesifikasi produk yang telah dipersyaratkan.
Jenis	: Menara <i>plate</i> dengan <i>sieve tray</i>
Jumlah plate	: 12 <i>stage</i>

Kondisi Operasi

Puncak Menara

Suhu : 180,25 °C

Tekanan : 0,8 atm

Bawah Menara

Suhu : 286,25 °C

Tekanan : 1,2 atm

Umpan Menara

Suhu : 142,84 °C

Tekanan : 1 atm

Tray spacing

Tinggi menara : 9,33 m

Diameter menara : 0,61 m

Tebal shell : 0,25 in

Jenis head : *torispherical dishead head*

Tebal head : 0,1875 in

Tebal isolator : 5 cm

Pipa umpan : 1 in

Pipa atas menuju condenser : 1,5 in

Pipa refluks distilat : 0,5 in

Pipa pengeluaran bottom : 1 in

Pipa refluks bottom : 8 in

Plate Spesification

Jumlah Plate : 12 *Stage*

Plate ID : 0,2235 m

Hole size : 5 mm

Hole pitch : 10 mm

Active hole : 14973

Turn down : 0,85

Plate material : *Stainless steel*

Downcomer material : *Stainless steel*

Plate spacing	: 0,55 m
Plate thickness	: 5 mm
Plate pressure drop	: 140,15 mm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 10.078,14

3.3.12 Heater Umpan Reaktor

Kode	: HE-01
Fungsi	: Memanaskan suhu umpan reaktor dari 30 °C menjadi 70 °C sebanyak 1.080,25 kg/jam dengan pemanas steam.
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Spesifikasi	:
Jumlah Hairpin	: 4 buah

Inner Pipe :

OD pipa, Sch No	: 1,1 in, 40
ID pipa	: 0,824 in
Flow area	: 0,534 in ²
Surface area	: 23,117 ft ²
Panjang	: 12 ft

Outer Pipe :

NPS	: 1 in
OD	: 1,3 in

Sch	: 40
ID	: 1,049 in
Flow Area	: 0,864 in ²
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 2.519,54

3.3.10 Heater Umpan Reaktor

Kode	: HE-02
Fungsi	: Memanaskan suhu umpan reaktor dari 30 °C menjadi 70 °C sebanyak 570 kg/jam dengan pemanas steam.
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Spesifikasi	:
Jumlah Hairpin	: 2 buah
Inner Pipe :	
OD pipa, Sch No	: 1,1 in, 40
ID pipa	: 0,824 in
Flow area	: 0,534 in ²
Surface area	: 11,66 ft ²
Panjang	: 48 ft
Outer Pipe :	
OD	: 1,3 in
Sch no	: 40
ID	: 1,049 in

Flow area	: 0,864 in ²
Surface area	: 0,334 ft ²
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 1.959,64

3.3.13 Heater Umpan Menara Destilasi HE-03

Kode	: HE-03
Fungsi	: Memanaskan suhu umpan menara destilasi dari 70 °C menjadi 115 °C sebanyak 1.650,25 kg/jam.

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi

Jumlah Hairpin : 2 buah

Inner Pipe :

OD pipa, Sch No : 1,9 in, 40

ID pipa : 1,610 in

Flow area : 2,040 in²

Surface area : 0,498 ft²

Panjang : 12 ft

Outer Pipe :

OD pipa, Sch No : 2,4 in, 40

ID pipa : 2,067 in

Flow area : 3,350 in²

Surface area : 0,622 ft²

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 2.379,56

3.3.14 Cooler-01

Kode : CL-01

Fungsi : Mendinginkan hasil bawah menara destilasi sebagai produk dari suhu 278,9 °C menjadi 150 °C sebanyak 1.515,15 kg/jam.

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Spesifikasi :

Shell

ID shell : 12 in

Pass : 4,0

Tube

OD, BWG : $\frac{3}{4}$ in, 16

ID : 0,62 in

Pitch : 1 in

Panjang : 16 ft

Pass : 8,0

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon Dteel SA-283 grade C*

Harga : \$ 16.796,91

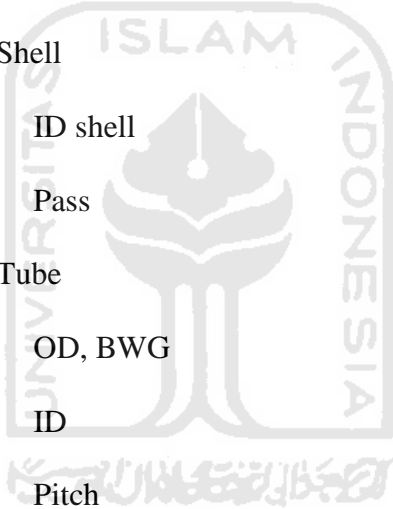
3.3.15 Cooler-02

Kode : CL-02

Fungsi : Mendinginkan hasil bawah menara destilasi sebagai produk dari suhu 150 °C menjadi 30 °C sebanyak 1.515,15 kg/jam.

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Spesifikasi :



Shell	
ID shell	: 12 in
Pass	: 4,0
Tube	
OD, BWG	: ¾ in, 16
ID	: 0,62 in
Pitch	: 1 in
Panjang	: 16 ft
Pass	: 8,0

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon Dteel SA-283 grade C*

Harga : \$ 16.796,91

3.3.16 Pompa-01

Kode : P-01

Fungsi	: Mengalirkan bahan baku Alil Alkohol dari truk pembelian menuju T-01 sebanyak 3.146,46 kg/jam.
Jenis	: <i>Sentrifugal pump</i>
Panjang Pipa	: 11,5 m
Diameter Pipa	: <i>Schedule Pipe</i> (Sch N) : 40
	<i>Inside Diameter</i> (ID) : 2,067 in
	<i>Outside Diameter</i> (OD) : 2,38 in
	<i>Inside Sectional Area</i> (At) : 3,35 in ²
Spesifikasi pompa	:
Kapasitas Pompa	: 1080,2516 kg/jam
Velocity head	: 0,0052 m
Static head	: 1 m
Pressure head	: 0 atm
Friction head	: 0,13 m
Total head	: 1,14 m
Putaran Pompa	: 4840,87 rpm
Pompa aktual	: 0,02 Hp
Tenaga motor	: 0,05 HP
Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga	: \$ 1.539,74

3.3.17 Pompa-02

Kode	: P-02
Fungsi	: Mengalirkan bahan baku Hidrogen Peroksida dari truk pembelian menuju T-02 sebanyak 1030,98 kg/jam.
Jenis	: <i>Sentrifugal pump</i>
Panjang Pipa	: 9,6 m
Diameter Pipa	: <i>Schedule Pipe (Sch N) : 40</i>
	<i>Inside Diameter (ID) : 1,38 in</i>
	<i>Outside Diameter (OD) : 1,66 in</i>
	<i>Inside Sectional Area (At): 1,5 in²</i>
Spesifikasi pompa	:
Kapasitas Pompa	: 570 kg/jam
Velocity head	: 0,002 m
Static head	: 1 m
Pressure head	: 0 atm
Friction head	: 0,014 m
Total head	: 0,017 m
Putaran Pompa	: 64.266 rpm
Pompa aktual	: 0,01 Hp
Tenaga motor	: 0,05 HP
Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga	: \$ 1.399,74

3.3.18 Pompa-03

Kode	: P-03
Fungsi	: Mengalirkan bahan baku alil alkohol dari T-01 menuju R-01 sebanyak 1.080,25 kg/jam.
Jenis	: <i>Sentrifugal pump</i>
Panjang pipa	: 11,6 m
Diameter Pipa	: <i>Schedule Pipe</i> (Sch N) : 40
	<i>Inside Diameter</i> (ID) : 2,067 in
	<i>Outside Diameter</i> (OD) : 2,38 in
	<i>Inside Sectional Area</i> (At): 3,35 in ²
Spesifikasi pompa	:
Velocity head	: 0,005 m
Static head	: 1 m
Pressure head	: 0 atm
Friction head	: 0,13 m
Total head	: 1,14 m
Putaran Pompa	: 4840,87 rpm
Pompa aktual	: 0,0003 Hp
Tenaga motor	: 0,05 HP
Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga	: \$ 1.819,66

3.3.19 Pompa-04

Kode	: P-04
Fungsi	: Mengalirkan bahan baku Hidrogen Peroksida dari T-02 menuju R-01 sebanyak 570 kg/jam.
Jenis	: <i>Sentrifugal pump</i>
Panjang pipa	: 9,6 m
Diameter Pipa	: <i>Schedule Pipe</i> (Sch N) : 40
	<i>Inside Diameter</i> (ID) : 1,380 in
	<i>Outside Diameter</i> (OD) : 1,66 in
	<i>Inside Sectional Area</i> (At): 1,50 in ²
Spesifikasi pompa	:
Velocity head	: 0,002 m
Static head	: 1 m
Pressure head	: 0 atm
Friction head	: 0,014 m
Total head	: 1,01 m
Putaran Pompa	: 3020,02 rpm
Pompa aktual	: 0,0003 Hp
Tenaga motor	: 0,05 HP
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga	: \$ 1.819,66

3.3.17 Pompa-05

Kode	: P-05
Fungsi	: Mengalirkan larutan dari reaktor-01 ke reaktor-02 dengan kecepatan umpan 1.651,88 kg/jam.
Jenis	: <i>Sentrifugal pump</i>
Panjang pipa	: 9,6 m
Diameter Pipa	: <i>Schedule Pipe</i> (Sch N) : 40
	<i>Inside Diameter</i> (ID) : 1,61 in
	<i>Outside Diameter</i> (OD) : 1,9 in
	<i>Inside Sectional Area</i> (At): 2,04 in ²
Spesifikasi pompa	:
Velocity head	: 0,023 m
Static head	: 1 m
Pressure head	: 0 atm
Friction head	: 0,878 m
Total head	: 1,9 m
Putaran Pompa	: 3740,61 rpm
Pompa aktual	: 0,0003 Hp
Tenaga motor	: 0,05 HP
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga	: \$ 1.819,66

3.3.18 Pompa-06

Kode	: P-06
Fungsi	: Mengalirkan larutan hasil reaktor-02 menuju ke reaktor-03 dengan umpan 1.658,50 kg/jam.
Jenis	: <i>Sentrifugal pump</i>
Panjang pipa	: 9,6 m
Diameter Pipa	: <i>Schedule Pipe</i> (Sch N) : 40
	<i>Inside Diameter</i> (ID) : 1,380 in
	<i>Outside Diameter</i> (OD) : 1,66 in
	<i>Inside Sectional Area</i> (At):1,50 in ²
Spesifikasi pompa	:
Velocity head	: 0,021 m
Static head	: 1 m
Pressure head	: 0 atm
Friction head	: 0,414 m
Total head	: 1,43 m
Putaran Pompa	: 3902,21 rpm
Pompa aktual	: 0,0003 Hp
Tenaga motor	: 0,05 HP
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga	: \$ 1.819,66

3.3.19 Pompa-07

Kode	: P-07
Fungsi	: Mengalirkan larutan reaktor-03 ke <i>centrifuge</i> sebanyak 1.658,50 kg/jam.
Jenis	: <i>Sentrifugal pump</i>
Panjang pipa	: 11,5 m
Diameter Pipa	: <i>Schedule Pipe</i> (Sch N) : 40
	<i>Inside Diameter</i> (ID) : 1,61 in
	<i>Outside Diameter</i> (OD) : 1,90 in
	<i>Inside Sectional Area</i> (At): 2,04 in ²
Spesifikasi pompa	:
Velocity head	: 0,02 m
Static head	: 1 m
Pressure head	: 0 atm
Friction head	: 0,38 m
Total head	: 1,4 m
Putaran Pompa	: 4651,90 rpm
Pompa aktual	: 0,005 Hp
Tenaga motor	: 0,05 HP
Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga	: \$ 1.679,69

3.3.20 Pompa-08

Kode	: P-08
Fungsi	: Mengalirkan larutan hasil centrifuge ke menara destilasi sebanyak 1.650,25 kg/jam.
Jenis	: <i>Sentrifugal pump</i>
Panjang pipa	: 11,3 m
Diameter Pipa	: <i>Schedule Pipe</i> (Sch N) : 40
	<i>Inside Diameter</i> (ID) : 1,61 in
	<i>Outside Diameter</i> (OD) : 1,90 in
	<i>Inside Sectional Area</i> (At): 2,04 in ²
Spesifikasi pompa	:
Velocity head	: 0,025 m
Static head	: 1 m
Pressure head	: 0 atm
Friction head	: 0,42 m
Total head	: m
Putaran Pompa	: 5509,98 rpm
Pompa aktual	: 0,0004 Hp
Tenaga motor	: 0,05 HP
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga	: \$ 1.679,69

3.3.21 Pompa-09

Kode	: P-09
Fungsi	: Mengalirkan hasil atas menara distilasi menuju UPL sebanyak 135,10 kg/jam.
Jenis	: <i>Sentrifugal pump</i>
Panjang pipa	: 5,8 m
Diameter Pipa	: <i>Schedule Pipe</i> (Sch N) : 40
	<i>Inside Diameter</i> (ID) : 0,364 in
	<i>Outside Diameter</i> (OD) : 0,54 in
	<i>Inside Sectional Area</i> (At): 0,104 in ²
Spesifikasi pompa	:
Velocity head	: 0,055 m
Static head	: 1 m
Pressure head	: 0 atm
Friction head	: 2,94 m
Total head	: 1,4 m
Putaran Pompa	: 1721,42 rpm
Pompa aktual	: 0,0015Hp
Tenaga motor	: 0,05 HP
Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga	: \$ 1.399,74

3.3.22 Pompa-10

Kode	: P-10
Fungsi	: Mengalirkan hasil bawah menara distilasi menuju <i>cooler-01</i> sebanyak 1.515,15 kg/jam
Jenis	: <i>Sentrifugal pump</i>
Panjang pipa	: 9,6 m
Diameter Pipa	: <i>Schedule Pipe</i> (Sch N) : 40
	<i>Inside Diameter</i> (ID) : 1,61 in
	<i>Outside Diameter</i> (OD) : 1,90 in
	<i>Inside Sectional Area</i> (At): 2,04 in ²
Spesifikasi pompa	:
Velocity head	: 0,02 m
Static head	: 1 m
Pressure head	: 0 atm
Friction head	: 0,08 m
Total head	: 1,11 m
Putaran Pompa	: 5.464,75 rpm
Pompa aktual	: 0,0003 Hp
Tenaga motor	: 0,05 HP
Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga	: \$ 1.399,74

3.3.23 Pompa-11

Kode	: P-11
Fungsi	: Mengalirkan hasil reboiler menuju <i>Cooler-01</i> menuju <i>Cooler-02</i> sebanyak 1.515,15 kg/jam
Jenis	: <i>Sentrifugal pump</i>
Panjang pipa	: 9,6 m
Diameter Pipa	: <i>Schedule Pipe</i> (Sch N) : 40
	<i>Inside Diameter</i> (ID) : 1,61 in
	<i>Outside Diameter</i> (OD) : 1,90 in
	<i>Inside Sectional Area</i> (At): 2,04 in ²
Spesifikasi pompa	:
Velocity head	: 0,02 m
Static head	: 1 m
Pressure head	: 0 atm
Friction head	: 0,08 m
Total head	: 1,11 m
Putaran Pompa	: 5.464,75 rpm
Pompa aktual	: 0,0003 Hp
Tenaga motor	: 0,05 HP
Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga	: \$ 1.399,74

3.3.24 Pompa-12

Kode	: P-12
Fungsi	: Mengalirkan produk gliserol dari <i>Cooler-02</i> menuju T-03 penjualan sebanyak 1.515,15 kg/jam .
Jenis	: <i>Sentrifugal pump</i>
Panjang pipa	: 9,6 m
Diameter Pipa	: <i>Schedule Pipe</i> (Sch N) : 40
	<i>Inside Diameter</i> (ID) : 1,61 in
	<i>Outside Diameter</i> (OD) : 1,90 in
	<i>Inside Sectional Area</i> (At): 2,04 in ²
Spesifikasi pompa	:
Velocity head	: 0,02 m
Static head	: 1 m
Pressure head	: 0 atm
Friction head	: 0,36 m
Total head	: 1,38 m
Putaran Pompa	: 4.617,95 rpm
Pompa aktual	: 0,0003 Hp
Tenaga motor	: 0,05 HP
Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga	: \$ 1.399,74

3.3.25 Pompa-13

Kode	: P-13
Fungsi	: Mengalirkan produk gliserol dari T-03 menuju truk penjualan sebanyak 1.515,15 kg/jam .
Jenis	: <i>Sentrifugal pump</i>
Panjang pipa	: 9,6 m
Diameter Pipa	: <i>Schedule Pipe</i> (Sch N) : 40
	<i>Inside Diameter</i> (ID) : 1,61 in
	<i>Outside Diameter</i> (OD) : 1,90 in
	<i>Inside Sectional Area</i> (At): 2,04 in ²
Spesifikasi pompa	:
Velocity head	: 0,02 m
Static head	: 1 m
Pressure head	: 0 atm
Friction head	: 0,36 m
Total head	: 1,38 m
Putaran Pompa	: 4.617,95 rpm
Pompa aktual	: 0,0003 Hp
Tenaga motor	: 0,05 HP
Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga	: \$ 1.399,74

3.3.26 Condensor MD CD-01

Fungsi	: Mencairkan refflux distilat hasil menara destilasi pada suhu 123,01°C.
Jenis	: <i>Shell and tube Heat Exchanger</i>
<i>Shell</i>	
Jenis fluida	: Campuran multi komponen
Diameter dalam	: 8 in
<i>Pressure drop</i>	: 0,0066 psia
<i>Tubes</i>	
Jenis fluida	: Air
Diameter luar	: 0,750 in
BWG	: 16
<i>Pitch</i>	: 1 in <i>square pitch</i> .
Panjang	: 16 ft
Jumlah pipa	: 70 buah
<i>Pressure drop</i>	: 0,0260 psi
Luas transfer panas	: 219,86 ft ²
Kebutuhan Pendingin	: 40.485,71 kJ/jam
Faktor kotor total (Rd)	: 0,1
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 1.959,64

3.3.27 Reboiler MD-01

Kode	: RB-01
Fungsi	: Menguapkan sebagian hasil bawah menara destilasi sebanyak 5.061,5297 kg/jam.
Jenis	: <i>Kettle Reboiler</i>
<i>Shell</i>	
Jenis fluida	: Campuran multi komponen
Diameter dalam	: 13,2500 in
Jarak <i>baffle</i>	: 11,9250 in
<i>Tubes</i>	
Diameter luar	: 0,75 in
BWG	: 16
<i>Pitch</i>	: 1 in-square pitch
Panjang	: 16 ft
Jumlah <i>tube</i>	: 94
<i>Pressure drop</i>	: 0,0254 psi
Luas transfer panas	: 294,63 ft ²
Kebutuhan Pemanas	: 3.750 Btu/jam.ft ² F
Pemanas	: Steam
Faktor kotor total (Rd)	: 0,0150
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Jumlah	: 1 buah

Harga : \$ 8.678,40

3.4 Perencanaan Produksi

3.4.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan gliserol di Indonesia, tersedianya bahan baku dan ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan bahan kimia dasar organik diperkirakan akan mengalami peningkatan dari tahun ke tahun. Diperkirakan kebutuhan gliserol akan terus meningkat ditahun-tahun mendatang. Untuk meminimalkan kegiatan impor gliserol maka ditetapkan kapasitas produksi sebesar 10.000 ton/tahun untuk memenuhi kebutuhan gliserol dalam negeri dengan bahan baku hidrogen peroksida yang tersedia di karawang Jawa Barat.

3.4.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik kimia memberikan kontribusi yang besar bagi kesuksesan bisnis berbasis kimia. Sebuah pabrik idealnya memiliki lokasi yang memberikan biaya produksi dan distribusi minimum. Selain itu kemungkinan adanya perluasan pabrik serta lingkungan yang kondusif juga harus dipertimbangkan agar operasi pabrik dapat berjalan lancar.

Lokasi pabrik dipilih berdasarkan pertimbangan diatas, yaitu pabrik berada di kawasan daerah Karawang, Jawa Barat dengan alasan:

a. **Ketersediaan Bahan Baku**

Jarak antara tempat produksi dan lokasi pengambilan bahan baku dapat mempengaruhi kemampuan bersaing dari produk-produk yang dibuat. Bahan baku pembuatan gliserol adalah alil alkohol dan hidrogen peroksida. Alil alkohol dari PT. Peroksida Indonesia Pratama dan hidrogen peroksida yang dibeli dari PT. Daicel Chemical Industries.

Dengan pemilihan lokasi pabrik di Karawang akan lebih menguntungkan karena pengangkutan bahan baku lebih mudah.

b. **Ketersediaan sumber energi**

Kebutuhan tenaga dan steam sangat tinggi pada sebagian besar pabrik kimia, dan biasanya dibutuhkan ketersediaan bahan bakar untuk memenuhi kebutuhan ini. Daerah Karawang, Jawa Barat merupakan

kawasan industri sehingga penyediaan bahan bakar untuk generator dapat dengan mudah terpenuhi, sedangkan listrik untuk keperluan proses dan perkantoran disediakan dari PLN setempat.

c. Lokasi Pasar

Lokasi pasar atau pusat distribusi mempengaruhi biaya distribusi produk dan waktu yang dibutuhkan untuk pengiriman. Kedekatan dengan pasar merupakan salah satu pertimbangan yang penting karena bagi konsumen lebih menguntungkan untuk membeli produk dari sumber yang dekat. Dari segi pemasaran, dipilih lokasi pabrik di Karawang karena berdekatan dengan industri kimia. Di samping itu akses transportasi menuju pusat industri di seluruh Indonesia mudah didapatkan, sehingga menguntungkan untuk pemasaran produk.

d. Sarana Transportasi

Sarana transportasi yang baik dapat menunjang keberhasilan suatu pabrik kimia. Sarana transportasi yang dimaksud adalah jalan yang nyaman untuk pekerja, transportasi bahan-bahan dan peralatan yang efisien, serta pengiriman secara cepat dan ekonomis. Tersedianya sarana transportasi darat dan laut yang memadai sehingga pengiriman barang keluar maupun ke dalam pabrik tidak mengalami kesulitan.

e. Pembuangan Limbah

Limbah yang sudah diolah berada di bawah ambang batas yang telah ditentukan yaitu pH 7, sehingga dapat langsung dibuang ke sungai yang dekat dengan pabrik

f. Ketersediaan Tenaga Kerja

Lapangan pekerjaan akan bertambah dengan adanya pembangunan pabrik ini, diharapkan dengan adanya pembangunan pabrik ini dapat menyerap tenaga kerja dari masyarakat sekitar. Sedangkan untuk tenaga terdidik dapat diperoleh dari lulusan sekolah menengah atas maupun perguruan tinggi yang terdapat di Jawa Barat maupun yang ada di luar Jawa Barat.

g. Penyediaan Utilitas

Pabrik gliserol ini memerlukan air untuk alat-alat pendingin, steam, keperluan air rumah tangga, perkantoran dan keperluan lainnya. Oleh karena itu lokasi pabrik dipilih yang berdekatan dengan sumber mata air atau sungai sehingga dapat memenuhi kebutuhan air tersebut.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

a. Area Perluasan Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan pengembangan produksi Karawang yaitu kawasan industri, sehingga memungkinkan adanya perluasan areal pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk. Perluasan pabrik dan penambahan bangunan dimasa

mendatang harus sudah masuk dalam perhitungan awal. Sehingga sejumlah areal khusus sudah harus disiapkan sebagai perluasan pabrik bila suatu saat dimungkinkan pabrik menambah peralatannya untuk menambah kapasitas.

b. Keamanan

Faktor terberat dalam menentukan tata letak pabrik adalah faktor keamanan, yaitu keamanan terhadap bahaya kebakaran, ledakan asap ataupun gas beracun. Sehingga meskipun sudah dilengkapi dengan alat-alat pengaman seperti *hydrant*, penahan ledakan, maupun asuransi pabrik, namun faktor-faktor pencegah harus tetap diadakan dengan maksud untuk memudahkan sistem pertolongan jika sewaktu-waktu terjadi hal-hal yang tidak diinginkan. Misalnya penyimpan bahan baku dan produk pada areal khusus, juga pemberian jarak antar ruang yang cukup untuk tempat-tempat rawan.

c. Luas Area yang Tersedia

Harga tanah menjadi faktor yang membatasi kemampuan penyediaan areal, sehingga bila harga tanah sedemikian tinggi maka kadang-kadang diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemakaian ruang.

d. Perijinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

e. Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain-lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

f. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

Secara garis besar *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

1. Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

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

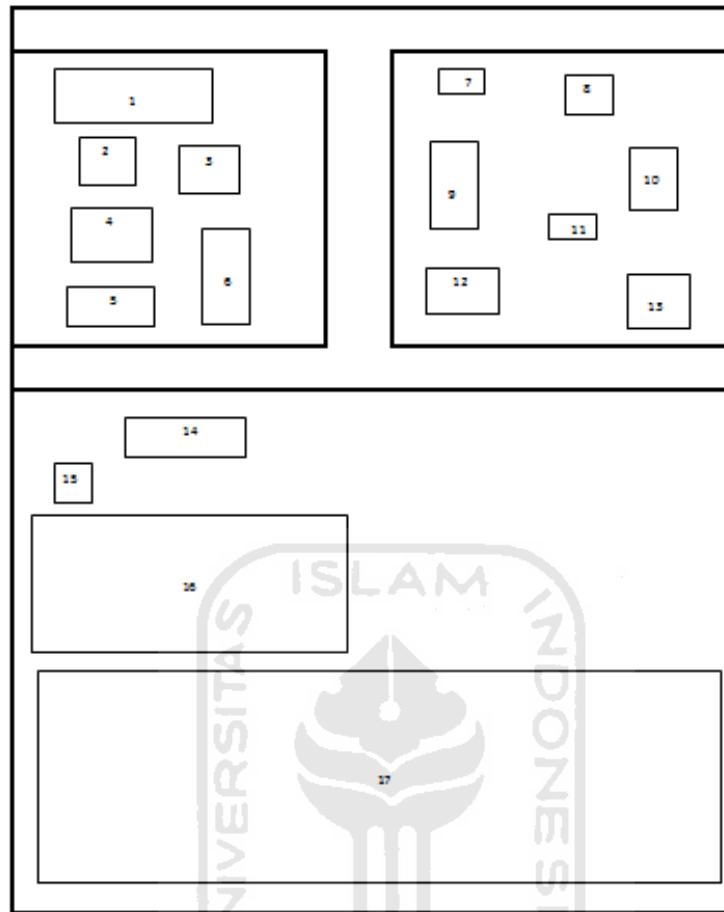
2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

3. Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel dan Garasi

4. Daerah Utilitas dan *power station*.

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan.



Gambar.4.1. *Layout* Pabrik Gliserol skala 1 : 1000

Keterangan :

1	: kantor utama	10	: laboratorium
2	: masjid	11	: timbangan truk
3	: kantin	12	: pabrik truk
4	: kantor produksi	13	: unit pemadam kebakaran
5	: gudang alat	14	: control room
6	: bengkel	15	: control utilitas
7	: pos satpam	16	: area proses

- 8 : klinik 17 : perluasan pabrik
9 : parkir tamu

Perincian luas tanah pabrik disajikan pada tabel berikut ini :

Tabel.4.1. Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik

Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²
Kantor utama	40	14	560
Pos Keamanan/satpam	7	4	28
Parkir Tamu	12	22	264
Parkir Truk	18	12	216
Ruang timbang truk	12	6	72
Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Klinik	12	10	120
Masjid	14	12	168
Kantin	15	12	180
Bengkel	12	24	288
Unit pemadam kebakaran	16	14	224
Gudang alat	22	10	220
Laboratorium	12	16	192
Utilitas	60	30	1.800
Area proses	80	35	2.800
Control Room	30	10	300
Control Utilitas	10	10	100
Jalan dan taman	55	40	2.200
Perluasan pabrik	200	60	12.000
Luas Tanah			22.012
Luas Bangunan			7812
Total	647	355	29824

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik, ada beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

3. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah, agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

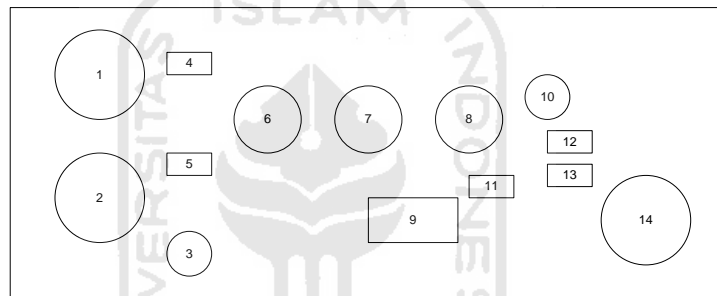
5. Pertimbangan ekonomi

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

6. Jarak antar alat proses

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

Berikut gambar peta situasi pabrik dapat dilihat dalam gambar tata letak alat (*equipment lay out*) Gliserol dari Alil Alkohol dan Hidrogen Peroksida dengan kapasitas 10.000 ton/tahun.



Gambar 4.2. *Layout* peralatan proses skala 1 : 1000

Keterangan gambar :

1 : Tangki Bahan Baku	8 : Reaktor 03
2 : Tangki Bahan Baku	9 : Centrifuge
3 : Silo Katalis	10 : Menara Distilasi
4 : Heater 01	11 : Heater 03
5 : Heater 02	12 : Cooler 01
6 : Reaktor 01	13 : Cooler 02
7 : Reaktor 02	14 : Tangki Produk

Tabel.4.2. Perincian Luas Area Proses

Nama Alat	Dimensi, m
Tangki bahan baku 01	D = 10,6
Tangki bahan baku 02	D = 7,62
Silo	D = 0,70
Reaktor 01	D = 4,9
Reaktor 02	D = 4,9
Reaktor 03	D = 4,9
Centrifuge	p = 5,6 ; l = 2,3
Menara distilasi	D = 0,61
Heater 01	OD = 1,3
Heater 02	OD = 1,3
Heater 03	OD = 1,3
Cooler 01	OD = 0,62
Cooler 02	OD = 0,62
Tangki penyimpanan produk	D = 10,6

4.4 Aliran Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Overall

Tabel 4.3 Neraca Massa Overall

Komponen	masuk (kg/jam)	keluar (kg/jam)
C_3H_6O	1.754,8248	951,4231
H_2O	409,1862	409,1862
H_2O_2	1.005,0127	534,0530
$C_3H_8O_3$	3.707,0245	4.981,3859
H_2WO_4	21,3024	21,3024
Total	6.897,3506	6.897,3506

4.4.1.2 Neraca Massa di Reaktor

Tabel 4.4 Neraca Massa di Reaktor-01

Komponen	masuk (kg/jam)	keluar (kg/jam)
C_3H_6O	818,3724	777,4538
H_2O	81,8372	81,8372
H_2O_2	475	451,0132
$C_3H_8O_3$	0	64,9054
H_2WO_4	0,6743	0,6743
Total	1.375,8839	1.375,8839

Tabel 4.5 Neraca Massa di Reaktor R-02

Komponen	masuk (kg/jam)	keluar (kg/jam)
C_3H_6O	777,4538	129,0573
H_2O	81,8372	81,8372
H_2O_2	451,0132	70,9188
$C_3H_8O_3$	64,9054	1.093,3963
H_2WO_4	6,8760	6,8760
Total	1.382,0857	1.382,0857

Tabel 4.6 Neraca Massa di Reaktor R-03

Komponen	masuk (kg/jam)	keluar (kg/jam)
C_3H_6O	129,0573	14,9706
H_2O	81,8372	81,8372
H_2O_2	70,9188	4,0404
$C_3H_8O_3$	1.093,3963	1.274,3614
H_2WO_4	6,8760	6,8760
Total	1.382,0857	1.382,0857

4.4.1.3 Neraca Massa di Centrifuge

Tabel 4.7 Neraca Massa di Centrifuge

Komponen	masuk (kg/jam)	Keluar atas (kg/jam)	Keluar bawah (kg/jam)
C ₃ H ₆ O	14,9706	14,9706	0
H ₂ O	81,8372	81,8372	0
H ₂ O ₂	4,0404	4,0404	0
C ₃ H ₈ O ₃	1.274,3614	1.274,3614	0
H ₂ WO ₄	6,8760	0	6,1884
Purging	-	0	0,6876
Total	1.382,0857	1.375,2096	6,8760
		1.382,0857	

4.4.1.4 Neraca Massa di Menara Distilasi MD-01

Tabel 4.8 Neraca Massa di Menara Distilasi MD-01

Komponen	masuk (kg/jam)	Keluar atas (kg/jam)	Keluar bawah (kg/jam)
C ₃ H ₆ O	14,9706	14,8209	0,14971
H ₂ O	81,8372	81,8372	0,81837
H ₂ O ₂	4,0404	4,0000	0,04040
C ₃ H ₈ O ₃	1.274,3614	12,7436	1261,6178
Total	1.375,2096	112,5834	1262,6263
		1.375,2096	

4.4.2 Neraca Panas

4.4.2.1 Neraca Panas Overaall

Tabel 4.9 Neraca Panas Overall

Komponen	Arus Masuk (KJ/jam)	Arus Keluar (KJ/jam)
C ₃ H ₆ O	201.386,30	119.603,42
H ₂ O	76.994,50	102.455,54
H ₂ O ₂	526.281,89	285.301,77
C ₃ H ₈ O ₃	483.520,17	1.301.670,83
H ₂ WO ₄	0	0
Panas Reaksi		-3.051,03
Panas yang dikeluarkan	517.797,65	
Total	207.691,57	207.691,57

4.4.2.2 Neraca Panas Reaktor

Tabel 4.10 Neraca Panas di Reaktor-01

Komponen	Arus Masuk (KJ/jam)	Arus Keluar (KJ/jam)
C ₃ H ₆ O	93.861,81	89.168,72
H ₂ O	15.390,54	15.390,54
H ₂ O ₂	248.495,06	235.946,44
C ₃ H ₈ O ₃	0	8.394,57
H ₂ WO ₄	0	0
Panas Reaksi		-1.017,01
Panas yang dikeluarkan	-9.864,14	
Total	347.883,27	347.883,27

Tabel 4.11 Neraca Panas di R-02

Komponen	Arus Masuk (KJ/jam)	Arus Keluar (KJ/jam)
C_3H_6O	89.168,72	14.802,00
H_2O	15.390,54	15.390,54
H_2O_2	235.946,44	37.100,96
$C_3H_8O_3$	8.394,57	141.415,06
H_2WO_4	0	0
Panas Reaksi		-1.017,01
Panas yang dihasilkan	-141.208,71	
Total	207.691,57	207.691,57

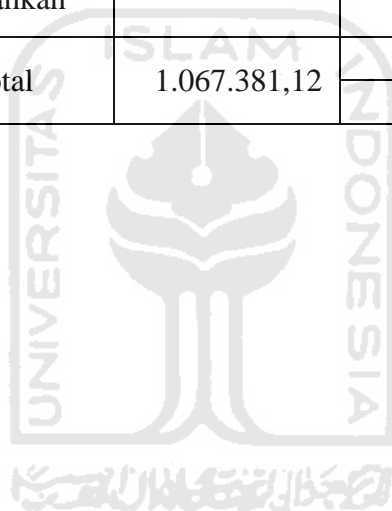
Tabel 4.12 Neraca Panas di R-03

Komponen	Arus Masuk (KJ/jam)	Arus Keluar (KJ/jam)
C_3H_6O	14.802,00	1.717,03
H_2O	15.390,54	15.390,54
H_2O_2	37.100,96	2.113,70
$C_3H_8O_3$	141.415,06	164.820,29
H_2WO_4	0	0
Panas Reaksi		-1.017,01
Panas yang dihasilkan	-25.684,02	
Total	183.024,55	183.024,55

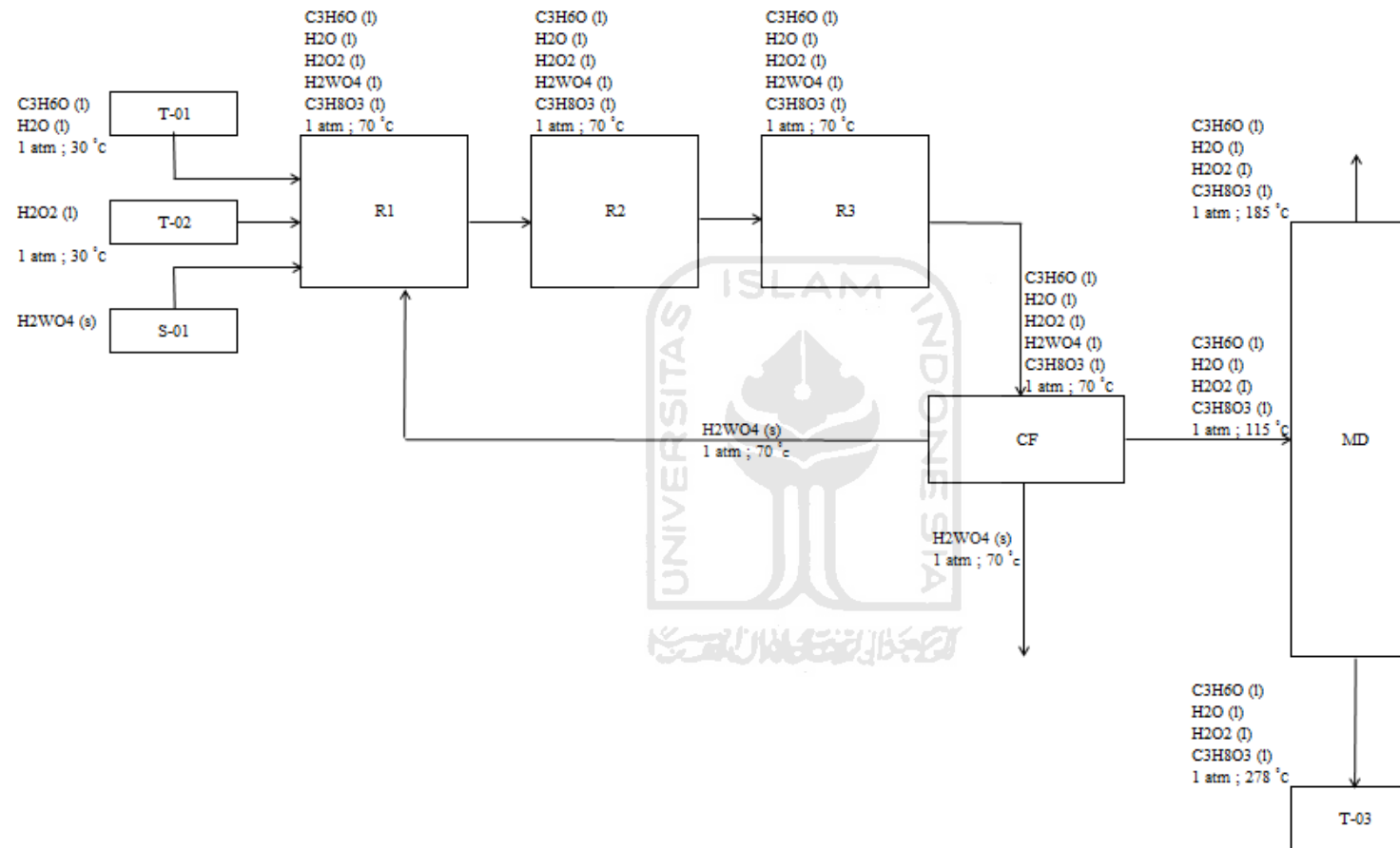
4.4.2.3 Neraca Panas Menara Distilasi

Tabel 4.13 Neraca Panas di MD-01

Komponen	Arus Masuk (KJ/jam)	Arus Keluar Atas (KJ/jam)	Arus Keluar Bawah (KJ/jam)
C_3H_6O	3.553,75	13.794,59	121,05
H_2O	30.822,87	55.353,44	930,46
H_2O_2	4.739,42	9.944,04	196,61
$C_3H_8O_3$	333.710,52	6.074,34	980.966,55
Panas yang ditambahkan	694.554,54		
Total	1.067.381,12	85.166,42	982.214,69
		1.067.381,12	

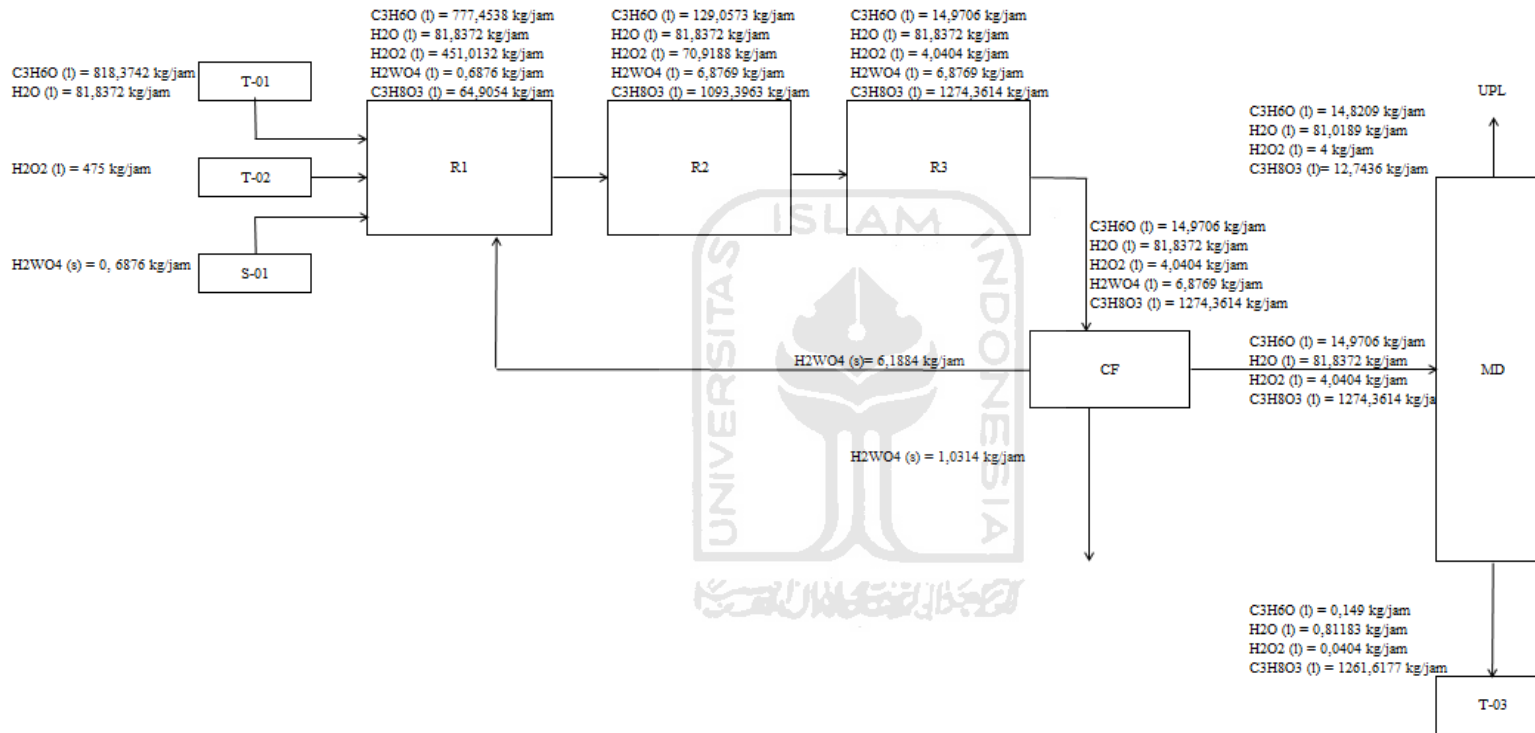


4.4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Gliserol

4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Gliserol

4.5 Perawatan (*maintenance*)

Maintenance berguna untuk menjaga saran atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktifitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan. Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadualan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi:

1. *Over haul* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

1. Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

2. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan meyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

3. Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.6 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Utilitas adalah sekumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi. Unit utilitas keberadaannya sangat penting dan harus ada dalam perancangan suatu pabrik.

Unit utilitas ini terdiri dari :

- a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
- b. Unit Pembangkit Steam
- c. Unit Penyediaan Bahan Bakar
- d. Unit Pembangkit Listrik
- e. Unit Penyedia Udara Instrument
- f. Unit Pengolahan Limbah (air buangan)

4.6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan air

Kebutuhan air diperoleh dari sungai yang terdekat dari lokasi pabrik. Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Biaya lebih rendah dibanding biaya dari sumber air lainnya.
- b. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
- c. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk:

1. Air Pendingin

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

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

2. Air Umpan Boiler

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

b. Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

c. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

d. Zat yang menyebabkan *foaming*.

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

3. Air sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu.

A. Unit penyediaan dan pengolahan air

2. Clarifier

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut

dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

- a) $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, yang berfungsi sebagai flokulan.
- b) Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara grafitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

3. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau

yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira-kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*). Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

4. Demineralisasi

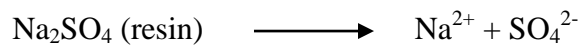
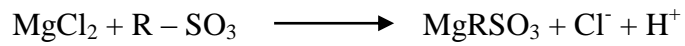
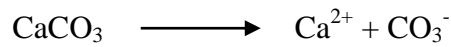
Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

a. Cation Exchanger

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari cation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi:



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

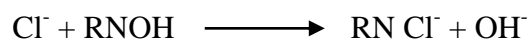
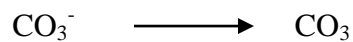
Reaksi:



b. Anion Exchanger

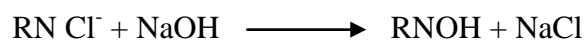
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^{-} dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

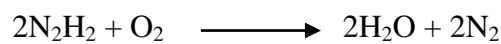
Reaksi:



c. Deaerasi

Dearasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan kedalam *deaerator* dan diinjeksikan *Hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada tube boiler.

Reaksi:

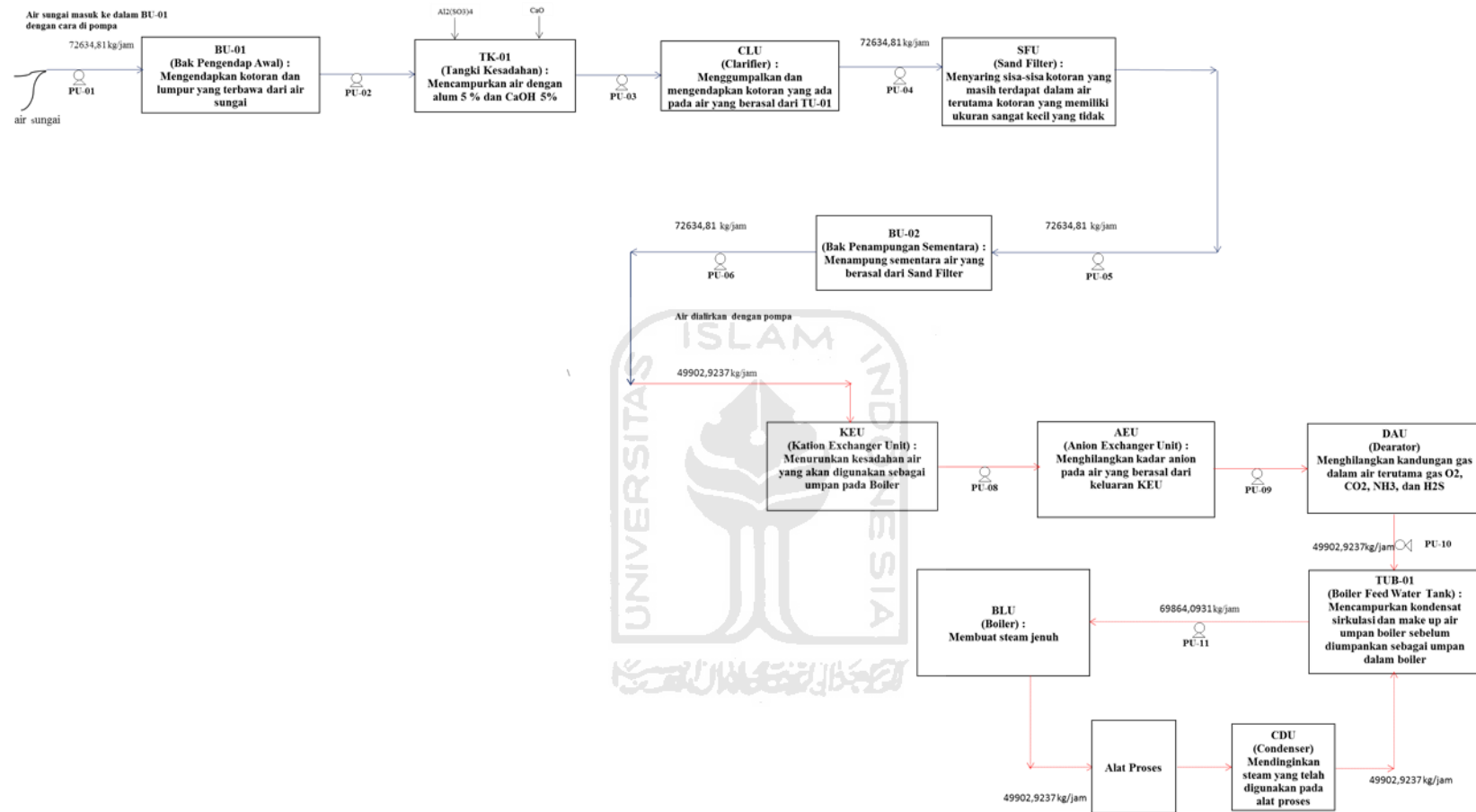


Air yang keluar dari *deaerator* ini di dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler*.

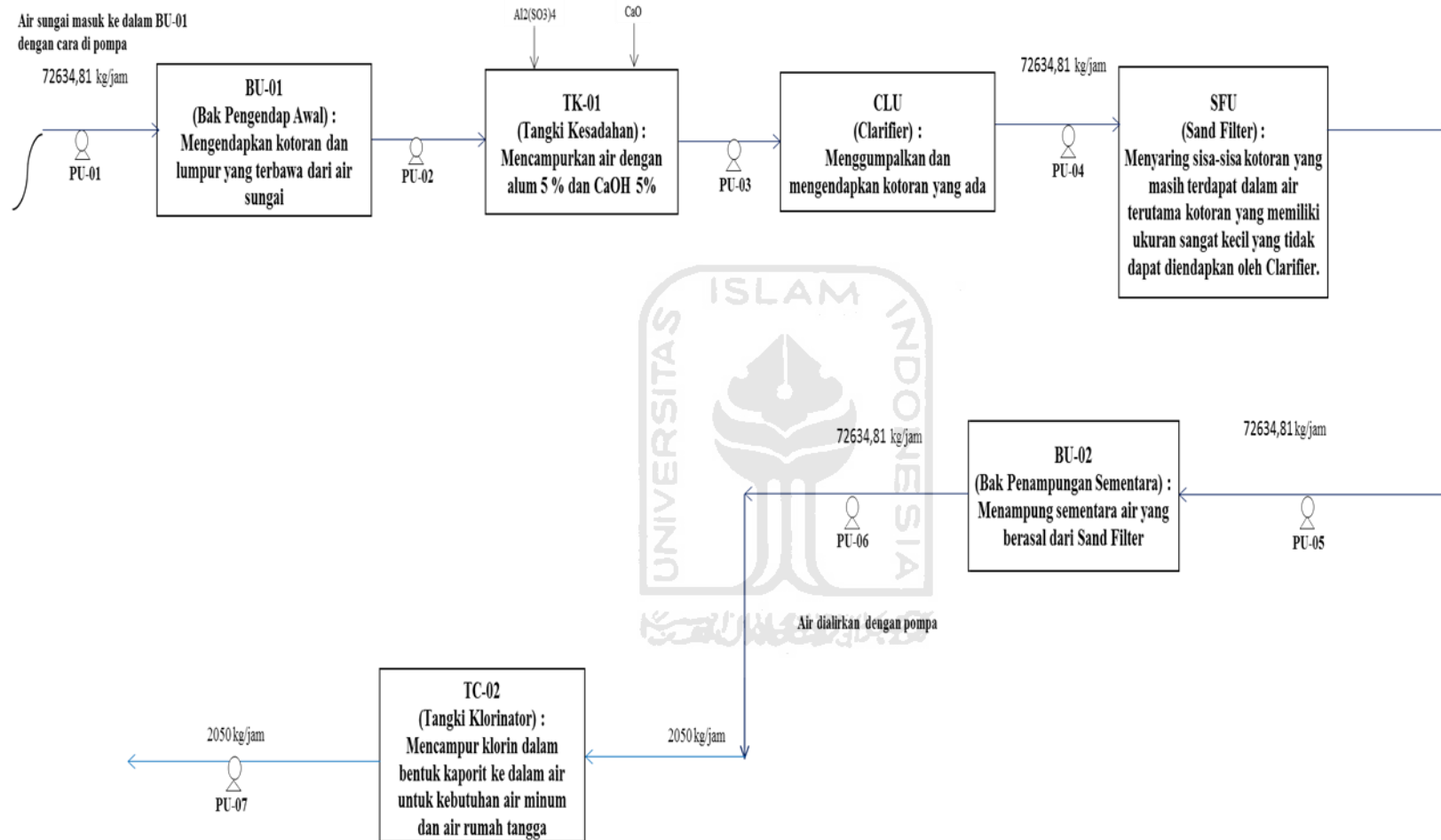
5. Pendinginan dan menara pendingin

Air yang telah digunakan pada cooler, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada *cooling tower*. Air yang didinginkan pada *cooling tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit-unit pendingin di pabrik.

Berikut flow diagram proses pengolahan air pabrik gliserol dari alil alkohol dan hidrogen peroksida kapasitas 10.000 ton/tahun.



Gambar 4.5. Diagram Alir Proses Air Steam



Gambar 4.6 Diagram Alir Proses Air Domestik

4.6.2 Perhitungan Kebutuhan Air

4.6.2.1 Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.14 Kebutuhan Air Pendingin (kg/jam)

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Condensor-01	108,7025
Cooler-01	3.511,7388
Cooler-02	3.511,7388
Total	7.132,1801

Jumlah air make up sebesar 20%. Mair make up 20% air pendingin = $20\% \times 7.132,1801 \text{ kg/jam} = 1.426,436 \text{ kg/jam}$.

4.6.2.2 Kebutuhan Air Steam

Tabel 4.15 Kebutuhan Air Steam (kg/jam)

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Heater -01	204,0888
Heater -02	102,9428
Heater -03	123,4610
Reboiler -01	31,2883
Total	461,7811

Blowdown pada boiler sebesar 20%. Blowdown 20% steam = $20\% \times 461,7811 \text{ kg/jam} = 92,3562 \text{ kg/jam}$

4.6.2.3 Kebutuhan Air Untuk Keperluan Perkantoran dan Pabrik

Dianggap 1 orang membutuhkan = 150 lt/jam air

Jumlah karyawan + keluarga = 150 orang

Tabel 4.16 Kebutuhan Air Untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

Penggunaan	Kebutuhan (Kg/Jam)
Kebutuhan air karyawan	937,5000
Laboratorium	16,6667
Poliklinik	14,8533
Keperluan kantin , mushola, kebun	708,3333
Air rumah tangga	2.187,5000
Total	3.864,5833

Kebutuhan air total secara kontinyu

$$= (3.620,4414 + 461,7811 + 3.864,583) \text{ kg/jam}$$

$$= 9.487,3386 \text{ kg/jam}$$

Diambil angka keamanan 10%

$$= 1,1 \times 9487,3386 = 10.436,0725 \text{ kg/jam}$$

4.6.3 Unit Pembangkit Steam

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses

produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kebutuhan Steam : 554,1373 kg/jam

Tekanan : 14,7 Psi

Jenis : *water tube boiler*

Jumlah : 1 Buah

Ketel uap jenis *water tube boiler* dengan bahan bakar *fuel oil*.

4.6.4 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh PLN dan generator diesel sebagai cadangan listrik apabila PLN mengalami gangguan.

Tabel 4.17 Kebutuhan Listrik Pabrik

No	Penggunaan	Kebutuhan (kW)
1	Alat Proses	20,1863
2	Alat Utilitas	26,9134
3	Alat Kontrol	4,2457
4	Kebutuhan Listrik Laboratorium, Kantor, dll	30,4537
	TOTAL	82,7991

Sumber listrik cadangan yang dibutuhkan adalah :

- Jenis : Generator Diesel
- Kapasitas : 100 kW
- Jumlah : 1 buah

Prinsip kerja dari diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel

yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan tenaga listrik dari PLN Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga dari diesel.

4.6.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar (Industrial Diesel Oil) yang diperoleh dari PT. Pertamina Balongan. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah Medium Furnace Oil yang juga diperoleh dari PT. Pertamina Balongan.

4.6.6 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak Pengendapan Awal (BPA)

Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai.

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

Volume : 136,7338 m³

Dimensi : p = 10,3036 m , l= 5,1518 m , t=2,5759 m

Harga : US\$16.796,91

2. Tangki Kesadahan (TK)

Fungsi : Mencampurkan air dengan alum 5% dan CaOH 5%

Jenis : Tangki Silinder Berpengaduk

Volume : 0,9510 m³

Dimensi : D = 1,0660 m, H = 1,0660 m

Harga : US\$1.959,64

3. Clarifier

Fungsi : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang ada pada air dari tangki UTILITAS-01

Jenis : Bak Silinder tegak

Volume : 45,6459 m³

Dimensi : D = 3,8742 m, H = 5,1655 m

Harga : US\$6.998,71

4. Sand Filter (FU)

Fungsi : Menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran yang berukuran kecil yang tidak dapat mengendap di clarifier.

Jenis : 2 buah kolom dengan saringan pasir

Volume : 4,8889 m³

Dimensi : D = 1,7224 m, ht = 3,6667 m

Harga : US\$1.119,79

5. Bak Penampungan Sementara (BPS)

Fungsi : Menampung sementara air dari sand filter

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Volume : 5,6924 m³

Dimensi : p= 2,8343 m, l= 1,4172 m, t= 1,4172 m

Harga : US\$16.796,91

6. Tangki Utilitas 1

Fungsi : Menampung air dari BPS untuk keperluan air domestik

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Volume : $6,6500 \text{ m}^3$

Dimensi : $p= 2,9851 \text{ m}$, $l= 1,4926 \text{ m}$, $t= 1,4926 \text{ m}$

Harga : US\$14.417,34

7. Tangki Klorinator (TC)

Fungsi : Mencampur klorin dalam bentuk kaporit kedalam air untuk kebutuhan air minum dan air rumah tangga

Jenis : Tangki silinder berpengaduk

Volume : $3,3250 \text{ m}^3$

Dimensi : $D = 1,6180 \text{ m}$, $t = 1,6180 \text{ m}$

Harga : US\$14.697,29

8. Kation Exchanger (KEU)

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler

Jenis : Down Flow Cation Exchanger

Volume : $2,8883 \text{ m}^3$

Dimensi : $D = 0,3103 \text{ m}$

Harga : US\$14.417,34

9. Anion Exchanger (AEU)

Fungsi	: Menghilangkan anion dari air keluaran KEU
Jenis	: Down Flow Anion Exchanger
Volume	: 0,0453 m ²
Dimensi	: D = 0,2403 m
Harga	: US\$14.417,34

10. Dearator

Fungsi	: Menghilangkan kandungan gas dalam air terutama O ₂ , CO ₂ , NH ₃ dan H ₂ S
Jenis	: Cold water vacuum dearator
Volume	: 0,2771 m ³
Dimensi	: D = 0,5374 m, t = 1,2223 m
Harga	: US\$14.417,34

11. Boiler

Fungsi	: Membuat saturated steam pada tekanan 1 atm
Jenis	: Water Tube Boiler
Jumlah	: 1 buah
Kebutuhan Bahan Bakar	: 19,3814 kg/jam
Luas Perpindahan Panas	: 340,9877 ft ²

Spesifikasi Tube :

- NPS : 1 in
- Sch number : 40
- Panjang : 20 ft

- Jumlah : 66 buah

Harga : US\$27.994,84

12. Tangki Bahan Bakar

Fungsi : Menyimpan kebutuhan bahan bakar boiler untuk kebutuhan 7 hari

Jenis : Horizontal fuel storage

Volume : 4,0281 m³

Dimensi : D = 1,7248 m, t = 1,7248 m

Harga : US\$1.399,74

13. Tangki Penyimpanan Air Pendingin

Fungsi : Menampung air pendingin sebelum digunakan

Jenis : Tangki silinder

Volume : 16,3405 m³

Dimensi : D = 2,7508 m, H = 2,7508 m

Harga : US\$20.996,13

14. Kompresor Udara

Fungsi : Menaikkan tekanan udara dari lingkungan menjadi 3,72 atm sebanyak 70,224 m³/jam.

Jumlah : 1 buah

Tenaga Pompa : 2,86 HP

Power Motor : 3 HP

Harga : US\$2.355,29

15. Pompa Utilitas 1

Fungsi	: Mengalirkan air sungai ke BPA
Jenis	: Centrifugal Pump
Jumlah	: 1 buah
Head	: 19,0648 m
Tenaga Pompa	: 1,4981 HP
Power Motor	: 1,5 HP
ID pipa	: 1,049 in
Harga	: US\$1.399,74

16. Pompa Utilitas 2

Fungsi	: Mengalirkan air dari BPA ke Tangki Kesadahan
Jenis	: centrifugal pump
Jumlah	: 1 buah
Head	: 7,3072 m
Tenaga Pompa	: 0,5742 HP
Power Pompa	: 0,75 HP
ID pipa	: 1,049 in
Harga	: US\$1.399,74

17. Pompa Utilitas 3

Fungsi	: Mengalirkan air dari Tangki Kesadahan ke Clarifier
Jenis	: centrifugal pump

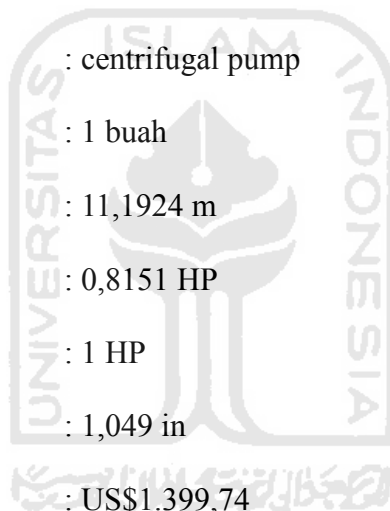
Jumlah	: 1 buah
Head	: 12,9497 m
Tenaga Pompa	: 0,9226 HP
Power Pompa	: 1 HP
ID pipa	: 1,049 in
Harga	: US\$1.399,74

18. Pompa Utilitas 4

Fungsi : Mengalirkan air dari Clarifier ke Sand

Filter

Jenis	: centrifugal pump
Jumlah	: 1 buah
Head	: 11,1924 m
Tenaga Pompa	: 0,8151 HP
Power Pompa	: 1 HP
ID pipa	: 1,049 in
Harga	: US\$1.399,74



19. Pompa Utilitas 5

Fungsi : Mengalirkan air dari Sand Filter ke BPS

Jenis : centrifugal pump

Jumlah : 1 buah

Head : 9,2334 m

Tenaga Pompa : 0,6725 HP

Power Pompa : 0,75 HP

ID pipa : 1,049 in
 Harga : US\$1.399,74

20. Pompa Utilitas 6

Fungsi : Mengalirkan air dari BPS ke Tangki
 Utilitas 1

Jenis : centrifugal pump

Jumlah : 1 buah

Head : 10,8466 m

Tenaga Pompa : 0,7813 HP

Power Pompa : 1 HP

ID pipa : 1,049 in

Harga : US\$1.399,74

21. Pompa Utilitas 7

Fungsi : Mendistribusikan air dari Tangki Utilitas 1
 untuk keperluan domestik

Jenis : centrifugal pump

Jumlah : 1 buah

Head : 5,6702 m

Tenaga Pompa : 0,3327 HP

Power Pompa : 0,5 HP

ID pipa : 1,049 in

Harga : US\$1.399,74

22. Pompa Utilitas 8

Fungsi	: Mengalirkan air dari BPS ke KEU
Jenis	: centrifugal pump
Jumlah	: 1 buah
Head	: 7,8925 m
Tenaga Pompa	: 0,4039 HP
Power Pompa	: 0,5 HP
ID pipa	: 1,049 in
Harga	: US\$1.399,74

23. Pompa Utilitas 9

Fungsi	: Mengalirkan air dari KEU ke AEU
Jenis	: centrifugal pump
Jumlah	: 1 buah
Head	: 1,0995 m
Tenaga Pompa	: 0,0070 HP
Power Pompa	: 0,05 HP
ID pipa	: 0,824 in
Harga	: US\$1.399,74

24. Pompa Utilitas 10

Fungsi	: Mengalirkan air dari AEU ke DAU
Jenis	: centrifugal pump
Jumlah	: 1 buah
Head	: 1,5995 m
Tenaga Pompa	: 0,0101 HP

Power Pompa : 0,05 HP
 ID pipa : 0,824 in
 Harga : US\$1.399,74

25. Pompa Utilitas 11

Fungsi : Mengalirkan air dari DAU ke BLU
 Jenis : centrifugal pump
 Jumlah : 1 buah
 Head : 1,5995 m
 Tenaga Pompa : 0,0095 HP
 Power Pompa : 0,05 HP
 ID pipa : 0,824 in
 Harga : US\$1.399,74

26. Pompa Utilitas 12

Fungsi : Mengalirkan air dari BPS ke Tangki
 Penyimpanan Air Dingin
 Jenis : centrifugal pump
 Jumlah : 1 buah
 Head : 1,1641 m
 Tenaga Pompa : 0,0585 HP
 Power Pompa : 0,08 HP
 ID pipa : 6,065 in
 Harga : US\$1.399,74

27. Pompa Utilitas 13

Fungsi	: Mengalirkan air dari Tangki Penyimpanan Air Dingin untuk didistribusikan
Jenis	: centrifugal pump
Jumlah	: 1 buah
Head	: 1,1007 m
Tenaga Pompa	: 0,0553 HP
Power Pompa	: 0,08 HP
ID pipa	: 2,067 in
Harga	: US\$1.399,74

4.7 Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang proses produksi dan menjaga mutu produk, sedang peran yang lain adalah sebagai pengendalian pencemaran lingkungan, baik udara maupun limbah cair.

Tugas laboratorium antara lain:

- 1) Memeriksa bahan baku dan bahan penolong yang akan digunakan.
- 2) Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan.
- 3) Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi.
- 4) Memeriksa polusi udara maupun limbah cair.

Laboratorium melaksanakan kerja 24 jam sehari dibagi dalam kelompok kerja shift dan non shift.

1. Kelompok Non Shift

Kelompok ini mempunyai tugas melaksanakan analisa khusus yaitu analisa kimia yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan reagen kimia yang dibutuhkan laboratorium unit dalam rangka membantu pekerjaan kelompok shift. Kelompok tersebut melakukan tugasnya di laboratorium utama dengan tugas antara lain:

- a. Menyiapkan reagen untuk analisa laboratorium unit.
 - b. Menganalisa bahan buangan penyebab polusi tangki.
 - c. Melakukan penelitian atau pekerjaan untuk membantu kelancaran produksi.
2. Kelompok Shift

Kelompok kerja ini mengadakan tugas pemantauan dan analisa-analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melakukan tugasnya kelompok ini menggunakan sistem bergilir, yaitu kerja shift selama 24 jam dengan masing-masing shift bekerja selama 8 jam.

4.7.1 Program Kerja Laboratorium

Dalam upaya pengendalian mutu produk, pabrik Gliserol ini mengoptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu.

Analisa pada proses pembuatan Gliserol ini dilakukan terhadap:

1. Bahan baku Alil Alkohol dan Hidrogen Peroksida, yang dianalisa adalah kemurnian, densitas, kadar impuritis/inert, warna, viskositas, spesifik graviti.

2. Bahan katalis H_2WO_4 ,
3. Produk Gliserol yang dianalisa adalah kemurnian, viskositas.

Analisa untuk unit utilitas, meliputi:

Dalam menganalisa harus diperhatikan juga mengenai sampel yang akan diambil dan bahaya-bahaya pada pengambilan sampel. Sampel yang diperiksa untuk analisa terbagi menjadi tiga (3) bentuk, yaitu:

- 1) Gas

Cara penanganan/analisa dalam bentuk gas dapat dilaksanakan langsung ditempat atau di unit proses atau bisa dilakukan dengan pengambilan sampel dengan botol gas sampel yang selanjutnya dibawa ke laboratorium induk untuk dianalisa. Pengambilan sampel dalam bentuk gas harus diperhatikan segi keamanannya, terlebih bila gas yang dianalisa sangat berbahaya. Alat pelindung diri harus disesuaikan dengan sampel yang akan diambil. Arah angin juga harus diperhatikan, yaitu kita harus membelakangi arah angin.

- 2) Cairan

Untuk melakukan analisa pada bentuk cairan, terlebih dulu contoh harus didinginkan bila contoh yang akan dianalisa panas. Untuk contoh yang berbahaya pengambilan cuplikan contoh dilakukan dengan pipet atau alat lainnya dan diupayakan tidak tertelan atau masuk mulut.

4.8 Bentuk dan Organisasi Perusahaan

Pabrik Gliserol yang akan didirikan direncanakan mempunyai :

1. Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
2. Lapangan Usaha : Industri Gliserol
3. Lokasi Perusahaan : Karawang, Jawa Barat

Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Perusahaan-perusahaan skala besar biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). Perseroan Terbatas (PT) merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

Bentuk perseroan terbatas memiliki ciri-ciri sebagai berikut :

- a. Perusahaan dibentuk berdasarkan hukum.

Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang berisi informasi-informasi nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat. Setelah pengelola perusahaan menyerahkan akte perusahaan dan disertai uang yang diminta untuk keperluan akte perusahaan, maka ijin diberikan. Dengan ijin ini perusahaan secara sah dilindungi oleh hukum dalam pengelolaan intern perusahaan.

- b. Badan hukum terpisah dari pemiliknya (pemegang saham).

Hal ini bermaksud bahwa perusahaan ini didirikan bukan dari perkumpulan pemegang saham tetapi merupakan badan hukum yang terpisah. Kepemilikannya dimiliki dengan memiliki saham. Apabila seorang pemilik saham meninggal dunia, maka saham dapat dimiliki oleh ahli warisnya atau pihak lain sesuai dengan kebutuhan hukum. Kegiatan-kegiatan perusahaan tidak dipengaruhi olehnya.

- c. Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar.

Perseroan terbatas sesuai dengan perusahaan berskala besar dengan aktifitas-aktifitas yang kompleks.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah berdasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi, staf, serta karyawan perusahaan.

5. Lapangan usaha lebih luas.

Suatu perusahaan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.

4.8.1 Struktur Organisasi

Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimana orang-orang yang mempunyai satu visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan. Struktur organisasi adalah gambaran secara sistematis tentang tugas dan tanggung jawab serta hubungan antara bagian-bagian dalam perusahaan. Dengan adanya struktur organisasi maka diketahui wewenang dan tanggung jawab masing masing personil atas jabatan yang disandangnya, sehingga dapat bekerja sesuai dengan tugas dan wewenangnya.

Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut :

- a. Direktur Utama
- b. Direktur
- c. Kepala Bagian
- d. Kelapa seksi
- e. Karyawan dan Operator

Suatu sistem organisasi yang terbaik perlu memperhatikan beberapa azas yang dijadikan pedoman antara lain :

- a) Perumusan tujuan perusahaan yang jelas.
- b) Pendelegasian wewenang.
- c) Pembagian tugas kerja yang jelas.
- d) Kesatuan perintah dan tanggung jawab.
- e) Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan.
- f) Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Struktur organisasi yang baik yaitu : sistem lini dan staf, yang mana dapat diperoleh jika berpedoman terhadap azas-azas tersebut. Sistem ini memiliki garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawasan demi tercapai tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan garis organisasi staf ini, yaitu :

1. Sebagai garis atau ahli yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

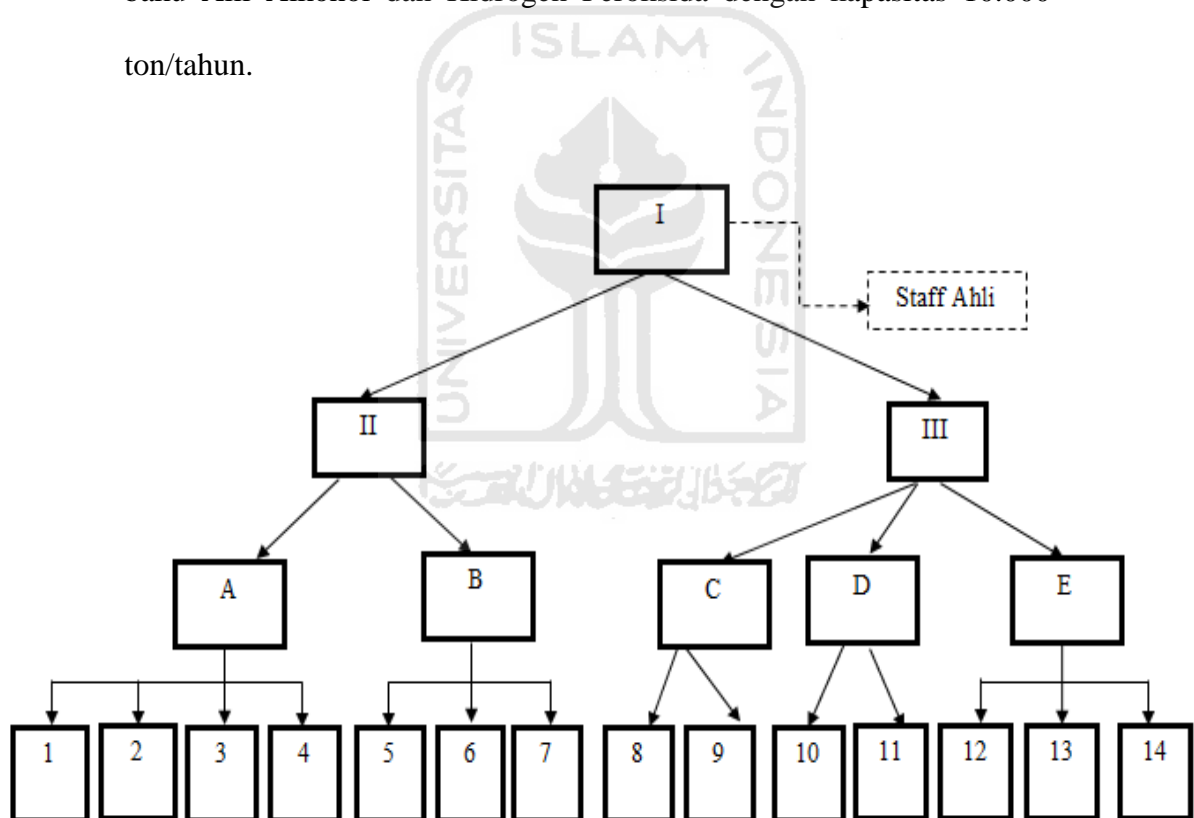
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Kepala Bidang Produksi serta Kepala Bidang Keuangan dan Umum. Kepala Bidang membawahi beberapa Kepala Seksi, yang akan bertanggung jawab membawahi seksi-seksi dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Kepala Bidang Produksi membawahi Seksi Operasi dan Seksi Teknik. Sedangkan Kepala Bidang Keuangan dan Umum yang membidangi kelancaran pelayanan dan pemasaran, membawahi Seksi Umum, Seksi Pemasaran, dan Seksi Keuangan & Administrasi. Masing-masing Kepala Seksi akan membawahi Koordinator Unit atau langsung membawahi karyawan. Unit koordinator untuk mengkoordinasi dan mengawasi karyawan yang ada di unitnya.

Perusahaan akan memperoleh keuntungan dengan adanya struktur organisasi, antara lain:

- Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembagian tugas, tanggung jawab, wewenang, dan lain-lain.
- Penempatan pegawai yang lebih tepat.

- Penyusunan program pengembangan manajemen perusahaan akan lebih terarah.
- Ikut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada.
- Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Berikut gambar struktur organisasi pabrik Gliserol dari bahan baku Alil Alkohol dan Hidrogen Peroksida dengan kapasitas 10.000 ton/tahun.



Gambar 4.7 Struktur Organisasi

Keterangan :

- I. Direktur Utama
- II. Direktur Teknik dan Produksi
- III. Direktur Keuangan dan Umum
 - A. Kepala Bagian Teknik
 - B. Kepala Bagian Produksi
 - C. Kepala Bagian Pemasaran
 - D. Kepala Bagian Keuangan
 - E. Kepala Bagian Umum
 - 1. Seksi Pemeliharaan
 - 2. Seksi Utilitas
 - 3. Seksi Penelitian
 - 4. Seksi Pengembangan
 - 5. Seksi Proses
 - 6. Seksi Pengendalian
 - 7. Seksi Laboratorium
 - 8. Seksi Pembelian
 - 9. Seksi Pemasaran
 - 10. Seksi Administrasi
 - 11. Seksi Kas
 - 12. Seksi Personalia
 - 13. Seksi Humas
 - 14. Seksi Keamanan

4.8.2 Tugas dan Wewenang

4.8.2.1 Direktur Utama

Fungsi dari Direktur Utama adalah merencanakan, mengendalikan, dan mengkoordinasikan pelaksanaan kegiatan direksi dalam pengelolaan perusahaan baik yang bersifat strategis, agar misi perusahaan dapat

diemban dengan baik dan tujuan perusahaan dapat dicapai sesuai dengan ketentuan dalam Anggaran Dasar.

Direktur Utama mempunyai tugas dan tanggung jawab sebagai berikut :

1. Jangka pendek dan panjang
2. Memberikan laporan pertanggungjawaban kepada rapat umum pemegang saham.
3. Bertanggung jawab penuh atas tugasnya untuk kepentingan perseroan dalam mencapai maksud dan tujuannya.

Wewenang :

1. Mengawasi serta mengurus kekayaan perusahaan.
2. Menunjuk, mengangkat dan memberhentikan direktur.
3. Menandatangani permintaan pengeluaran kas yang jumlahnya besar dan sifatnya penting.
4. Menetapkan pencapaian tujuan untuk jangka panjang.
5. Mengambil keputusan dan strategi dalam perusahaan.

4.8.2.2 Direktur Teknik dan Produksi

Fungsi dari Direktur Teknik dan Produksi adalah merencanakan, merumuskan pengembangan, penerapan teknologi, dan mengendalikan kebijakan umum Operasi dan Teknik yang selanjutnya menjadi acuan dalam penyusunan strategi produksi.

Direktur Teknik dan Produksi mempunyai tugas dan tanggung jawab sebagai berikut :

1. Merumuskan sasaran, kebijakan dan strategi Operasi dan Teknik untuk pengembangan dan rencana kerja perusahaan tahunan, mengendalikan kebijakan umum dibidang penelitian, pengembangan, dan penerapan teknologi, mencakup :
 - a. Kemampuan produksi untuk memenuhi permintaan pasar.
 - b. Fasilitas peralatan dan permesinan yang efektif dan efisien.
 - c. Pengelolaan sistem pengendalian persediaan yang efektif dan efisien.
 - d. Pengelolaan biaya operasi.
 - e. Peramalan teknologi yang efektif yang akan diterapkan.
 - f. Peningkatan kemampuan pengembangan produk yang sudah ada.
 - g. Peningkatan kemampuan pengembangan produk baru dengan orientasi pasar.
2. Membina Divisi yang memiliki produk pemasaran dan kemampuan teknologi.
3. Mengawasi kegiatan operasional Divisi dibawah tanggung jawab.
4. Menilai hasil kerja setiap unit serta menerapkan tindak lanjut pembinaan yang diperlukan untuk memecahkan masalah-masalah yang dihadapinya.

4.8.2.3 Direktur Keuangan dan Umum

Bertanggung jawab untuk mengarahkan penanggulangan berbagai jenis risiko finansial (*financial risk management*) yang dihadapi perusahaan, melakukan koordinasi aktifitas di Direktorat Keuangan,

mengkoordinasi aktifitas sinergi untuk mencapai hasil bisnis yang optimal dari pelaksanaan seluruh usaha perusahaan.

Tugas Utama :

1. Mengkoordinir perumusan Strategi Jangka Panjang sebagai dasar perumusan Rencana Kerja dan Anggaran perusahaan (RKAP) dengan bekerja sama dengan direksi lainnya.
2. Memberlakukan langkah-langkah yang dapat mengurangi dan menanggulangi berbagai jenis risiko finansial yang dapat dihadapi oleh perusahaan dengan berkoordinasi dengan Direksi lainnya.
3. Memastikan agar seluruh unit usaha dan wilayah kerja perusahaan mematuhi *policy* dan *standard operating procedure* (SOP) keuangan yang berlaku untuk masing-masing fungsi sesuai dengan rencana yang telah disetujui (*business units oversight*).
4. Membangun sinergi dan berusaha mencapai hasil bisnis yang optimal dari pelaksanaan seluruh usaha perusahaan.
5. Memastikan ketersediaan dana operasional yang dibutuhkan oleh perusahaan untuk kegiatan operasional sehari-hari, dengan melakukan koordinasi erat dengan para pimpinan unit usaha.
6. Memastikan konsolidasi keuangan yang akurat dan tepat waktu untuk keperluan pelaporan kepada Direksi dan Komisaris Perusahaan.

4.8.2.4 Staff Ahli

Staff Ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. *Staff Ahli* bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang dan keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang *Staff Ahli* antara lain:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
3. Memberikan saran dalam bidang produksi.

4.8.2.5 Kepala Bagian

Tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala Bagian dapat juga bertindak sebagai *Staff* Direktur bersama-sama dengan *Staff Ahli*. Kepala Bagian ini bertanggung jawab kepada Direktur masing-masing.

1. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala Bagian Produksi membawahi :

- Seksi Proses

Tugasnya adalah mengawasi jalannya proses dan produksi serta melakukan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

- Seksi Pengendalian

Tugasnya adalah menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

- Seksi Laboratorium

Tugasnya adalah mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan produk, mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik, dan membuat laporan berkala pada Kepala Bagian Produksi.

2. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas, serta mengkoordinasi kepala-kepala seksi yang dibawahinya.

Kepala Bagian Teknik membawahi :

- Seksi Pemeliharaan

Tugasnya adalah melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

- Seksi Utilitas

Tugasnya adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan listrik.

3. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi:

- Seksi Pembelian
- Seksi Pemasaran atau Penjualan

4. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Keuangan membawahi :

- Seksi Administrasi
- Seksi Kas

5. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi :

- Seksi Personalia
- Seksi Humas
- Seksi Keamanan

6. Kepala Seksi

Kepala Seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai rencana yang telah diatur oleh Kepala Bagian masing-masing supaya diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama

berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab kepada Kepala Bagian sesuai dengan seksinya masing-masing.

7. Kepala Seksi Proses

Tugas Kepala Seksi Proses bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran proses produksi.

Kepala Seksi Proses membawahi :

- Seksi Proses

Tugas Seksi Proses adalah mengawasi jalannya proses dan produksi, serta menjalankan tindakan sepenuhnya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

8. Kepala Seksi Pengendalian

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal kelancaran proses produksi yang berkaitan dengan keselamatan aktivitas produksi.

Kepala Seksi Pengendalian membawahi :

- Seksi Pengendali

Tugas Seksi Pengendalian adalah menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada, serta bertanggung jawab terhadap perencanaan dan pengawasan keselamatan proses, instalasi perawatan, karyawan, dan lingkungan (inspeksi).

9. Kepala Seksi Laboratorium

Tugas Kepala Seksi Laboratorium bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal pengawasan dan analisa produksi.

Kepala Seksi Laboratorium membawahi :

- Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium adalah mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan produk, mengawasi dan menganalisa mutu produksi, mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik, serta membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

10. Kepala Seksi Pemeliharaan

Tugas Kepala Seksi Pemeliharaan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam bidang pemeliharaan peralatan, inspeksi, dan keselamatan proses dan lingkungan, ikut memberikan bantuan teknik kepada Seksi Operasi.

Kepala Seksi Pemeliharaan membawahi :

- Seksi Pemeliharaan

Tugas Seksi Pemeliharaan adalah merencanakan dan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

11. Kepala Seksi Utilitas

Tugas Kepala Seksi Utilitas adalah bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam hal utilitas.

Kepala Seksi Utilitas membawahi :

- Seksi Utilitas

Tugas Seksi Utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga kerja.

12. Kepala Seksi Penelitian

Tugas Kepala Seksi Penelitian adalah bertanggung jawab kepada Kepala Bagian R&D dalam hal mutu produk.

Kepala Seksi Penelitian membawahi :

- Seksi Penelitian

Tugas Seksi Penelitian adalah melakukan riset guna mempertinggi mutu suatu produk.

13. Kepala Seksi Pengembangan

Tugas Kepala Seksi Pengembangan adalah bertanggung jawab kepada Kepala Bagian R&D dalam hal pengembangan produksi.

Kepala Seksi Pengembangan membawahi :

- Seksi Pengembangan

Tugas Seksi Pengembangan adalah mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat, mempertinggi efisiensi kerja, mempertinggi mutu suatu produk, memperbaiki proses pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.

14. Kepala Seksi Administrasi

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal administrasi.

Kepala Seksi Administrasi membawahi :

- Seksi Administrasi

Tugas Seksi Administrasi adalah menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi, persediaan kantor, pembukuan serta masalah perpajakan.

15. Kepala Seksi Keuangan

Tugas Kepala Seksi Keuangan ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal keuangan atau anggaran.

Kepala Seksi Keuangan membawahi :

- Seksi Keuangan

Tugas Seksi Keuangan adalah menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan meramalkan tentang keuangan masa depan, serta mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

16. Kepala Seksi Penjualan

Tugas Kepala Seksi Penjualan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang pemasaran hasil produksi.

Kepala Seksi Penjualan membawahi :

- Seksi Penjualan

Tugas Seksi Penjualan adalah merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

17. Kepala Seksi Pembelian

Tugas Kepala Seksi Pembelian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang penyediaan bahan baku dan peralatan.

Kepala Seksi Pembelian membawahi :

- Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian adalah melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan oleh perusahaan, mengetahui harga pasaran dari suatu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

18. Kepala Seksi Personalia

Tugas Kepala Seksi Personalia bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal sumber daya manusia.

Kepala Seksi Personalia membawahi :

- Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia adalah mengelola sumber daya manusia dan manajemen, membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis, serta melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

19. Kepala Seksi Humas

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal yang berhubungan dengan masyarakat.

Kepala Seksi Humas membawahi :

- Seksi Humas

Tugas Seksi Humas adalah mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

20. Kepala Seksi Keamanan

Tugas Kepala Seksi Keamanan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum yang menyangkut keamanan di sekitar pabrik.

Kepala Seksi Keamanan membawahi :

- Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan adalah menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan, mengawasi keluar masuknya orang baik karyawan atau bukan di lingkungan pabrik, serta menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

4.8.3 Sistem Kepegawaian

Pada pabrik Gliserol ini pemberian gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi tiga golongan antara lain:

1. Karyawan tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan di berhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan Direksi tanpa SK Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir minggu.

3. Karyawan borongan

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

4.8.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu :

a) Karyawan Non Shift

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan non shift adalah : Direktur Utama, Manajer, Kepala Bagian serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu bekerja selama 6 hari dengan jam kerja sebagai berikut :

Jam kerja : Senin – Jumat : jam 07.30 – 15.30

Sabtu	:	jam 07.30 – 12.30
Jam istirahat	:	Senin – Kamis : jam 12.00 – 13.00
Jumat	:	jam 11.00 – 13.00

b) Karyawan Shift

Karyawan Shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau menagatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai berikut :

- Shift pagi : jam 07.30 – 15.30
- Shift siang : jam 15.30 – 23.30
- Shift malam : jam 23.30 – 07.30

Untuk karyawan shift dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu lainnya istirahat dan ini berlaku secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap shift, dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Regu yang bertugas pada hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 4.18 Jadwal Kerja Shift Tiap Regu

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

Keterangan : P = shift pagi

S = shift siang

M = shift malam

L = libur

Diluar jam kerja kantor maupun pabrik tersebut, apabila karyawan masih dibutuhkan untuk bekerja, maka kelebihan jam kerja tersebut akan diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime) dengan perhitungan gaji yang tersendiri.

4.8.5 Perincian Jumlah Karyawan

1) Jabatan

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SMA. Jumlah karyawan harus ditentukan dengan secara tepat, sehingga semua

pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien.

Penentuan jumlah karyawan disajikan pada Tabel 4.18

Tabel 4.19 Perincian Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Pendidikan	Jumlah
1.	Direktur Utama	Magister Teknik Kimia	1
2.	Direktur Teknik dan Produksi	Magister Teknik Kimia	1
3.	Direktur Keuangan dan Umum	Magister Teknik Kimia	1
4.	Staff Ahli	Magister Teknik Kimia	2
5.	Sekretaris	Sarjana Sekretaris dan Adm	2
6.	Ka. Bag Umum	Sarjana Umum	2
7.	Ka. Bag. Pemasaran	Sarjana Ekonomi	1
8.	Ka. Bag. Keuangan	Sarjana Ekonomi	1
9.	Ka. Bag. Teknik	Sarjana Teknik Kimia	1
10.	Ka. Bag. Produksi	Sarjana Teknik Kimia	1
11.	Ka. Bag. Litbang	Sarjana Teknik Kimia/Ilmu Kimia	1
12.	Ka. Sek. Personalia	Sarjana Ilmu Komunikasi	1
13.	Ka. Sek. Humas	Sarjana Ilmu Komunikasi	1
14.	Ka. Sek. Keamanan	Sarjana Umum	1
15.	Ka. Sek. Pembelian	Sarjana Ekonomi	1
16.	Ka. Sek. Pemasaran	Sarjana Ekonomi	1
17.	Ka. Sek. Administrasi	Sarjana Ilmu Administrasi	1
18.	Ka. Sek. Kas/Anggaran	Sarjana Ekonomi	1
19.	Ka. Sek. Proses	Sarjana Teknik Kimia	1
20.	Ka. Sek. Pengendalian	Sarjana Teknik	1
21.	Ka. Sek. Laboratorium	Sarjana Ilmu Kimia	1
22.	Ka. Sek. Utilitas	Sarjana Teknik	1
23.	Ka. Sek. Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia/Ilmu Kimia	1
24.	Ka. Sek. Penelitian	Sarjana Teknik Kimia/Ilmu Kimia	1
25.	Karyawan Personalia	Ahli Madya Umum	4
26.	Karyawan Humas	Ahli Madya Umum	3
27.	Karyawan Keamanan	Lulusan SMA/Sederajat	8
28.	Karyawan Pembelian	Ahli Madya Ekonomi	3
29.	Karyawan Pemasaran	Ahli Madya Ekonomi	4
30.	Karyawan Administrasi	Ahli Madya Ekonomi	3
31.	Karyawan Kas/Anggaran	Ahli Madya Ekonomi	3
32.	Karyawan Proses	Sarjana Teknik Kimia	4
33.	Karyawan Pengendalian	Sarjana Teknik Industri	5

Lanjutan Tabel 4.19 Perincian Jumlah Karyawan

34.	Karyawan Laboratorium	Sarjana Ilmu Kimia	5
35.	Karyawan Pemeliharaan	S1 Teknik Mesin	4
36.	Karyawan Utilitas	S1 Teknik Kimia/Elektro/Lingkungan	15
37.	Karyawan KKK	Ahli Madya Teknik Kimia	4
38.	Karyawan Litbang	S1 Teknik	5
39.	Operator Proses	Ahli Madya Teknik Kimia	30
40.	Operator utilitas	Ahli Madya Teknik Kimia/Elektro/Lingkungan	4
41.	Dokter	Pendidikan Dokter	2
42.	Perawat	Sarjana Keperawatan	3
43.	Sopir	Lulusan SMA/Sederajat	3
44.	Cleaning Service	Lulusan SMP/Sederajat	8
45.	Karyawan Pemadam kebakaran	Lulusan SMA/Sederajat	4
TOTAL			150

2) Penggolongan Gaji

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan yaitu :

a. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji 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 melebihi jam kerja yang telah ditetapkan. Besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan

Tabel 4.20. Penggolongan Gaji Menurut Jabatan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/orang/bulan
1	Direktur Utama	1	Rp. 40.000.000,00
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp. 30.000.000,00
3	Direktur keuangan dan Umum	1	Rp. 30.000.000,00
4	Staff Ahli	2	Rp. 20.000.000,00
5	Sekretaris	2	Rp. 3.500.000,00
6	Ka. Bag. Umum	1	Rp. 10.000.000,00
7	Ka. Bag. Pemasaran	1	Rp. 10.000.000,00
8	Ka. Bag. Keuangan	1	Rp. 10.000.000,00
9	Ka. Bag. Teknik	1	Rp. 10.000.000,00
10	Ka. Bag. Produksi	1	Rp. 10.000.000,00
11	Ka. Bag. Litbang	1	Rp. 10.000.000,00
12	Ka. Sek. Personalia	1	Rp. 7.500.000,00
13	Ka. Sek. Humas	1	Rp. 7.500.000,00
14	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp. 7.500.000,00
15	Ka. Sek. Pembelian	1	Rp. 7.500.000,00
16	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp. 7.500.000,00
17	Ka. Sek. Administrasi	1	Rp. 7.500.000,00
18	Ka. Sek. Kas/Anggaran	1	Rp. 7.500.000,00
19	Ka. Sek. Proses	1	Rp. 7.500.000,00
20	Ka. Sek. Pengendalian	1	Rp. 7.500.000,00
21	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp. 7.500.000,00
22	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp. 7.500.000,00
23	Ka. Sek. Pengembangan	1	Rp. 7.500.000,00
24	Ka. Sek. Penelitian	1	Rp. 7.500.000,00
25	Karyawan Personalia	4	Rp. 3.700.000,00
26	Karyawan Humas	3	Rp. 3.700.000,00
27	Karyawan Keamanan	8	Rp. 3.300.000,00
28	Karyawan Pembelian	3	Rp. 3.700.000,00
29	Karyawan Pemasaran	4	Rp. 3.700.000,00
30	Karyawan Administrasi	3	Rp. 3.700.000,00
31	Karyawan Kas/Anggaran	3	Rp. 3.700.000,00
32	Karyawan Proses	4	Rp. 6.000.000,00
33	Karyawan Pengendalian	5	Rp. 4.500.000,00
34	Karyawan Laboratorium	5	Rp. 4.500.000,00
35	Karyawan pemeliharaan	4	Rp. 4.500.000,00

Lanjutan Tabel 4.20. Penggolongan Gaji Menurut Jabatan

36	Karyawan Utilitas	15	Rp. 5.500.000,00
37	Karyawan KKK	4	Rp. 4.500.000,00
38	Karyawan Litbang	5	Rp. 5.500.000,00
39	Operator Proses	30	Rp. 4.000.000,00
40	Operator Utilitas	4	Rp. 4.000.000,00
41	Dokter	2	Rp. 5.000.000,00
42	Perawat	3	Rp. 3.300.000,00
43	Sopir	3	Rp. 3.300.000,00
44	Cleaning Service	8	Rp. 3.300.000,00
45	Karyawan Pemadam Kebakaran	4	Rp. 3.300.000,00
	Jumlah	150	Rp. 367.700.000,00

1) Tunjangan

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

2) Cuti

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

3) Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

4) Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5) Asuransi tenaga kerja (BPJS Ketenagakerjaan)

BPJS Ketenagakerjaan (Badan Penyelenggara Jaminan Sosial Ketenagakerjaan) merupakan program publik yang memberikan perlindungan bagi tenaga kerja untuk mengatasi risiko sosial ekonomi tertentu dan penyelenggaraannya menggunakan mekanisme asuransi sosial. Jaminan asuransi yang diberikan berupa: jaminan kesehatan, jaminan hari tua dan jaminan sosial lainnya.

6) Perumahan

Fasilitas berupa perumahan diperuntukkan bagi karyawan pabrik dengan jabatan Direktur Utama, Direktur, dan beberapa pegawai lainnya yang memenuhi kriteria untuk mendapatkan fasilitas ini.

7) Fasilitas lainnya

Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktifitas selama di pabrik antara lain:

- a. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
- b. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
- c. Sarana peribadatan seperti masjid.
- d. Pakaian seragam kerja dan peralatan-peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes* dan kacamata, serta tersedia pula alat-alat keamanan lain seperti *masker*, *ear plug*, sarung tangan tahan api.
- e. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

4.9 Evaluasi ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak.

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

a. Modal (*Capital Investment*)

1) Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)

2) Modal kerja (*Working Capital Investment*)

b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

1) Biaya Produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)

2) Biaya Produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)

3) Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

c. Pengeluaran Umum (*General Expense*)

d. Analisis Keuntungan

- 1) Keuntungan sebelum pajak (*Profit Before Taxes*)
- 2) Keuntungan setelah pajak (*Profit After Taxes*)

e. Analisis kelayakan

- 1) *Percent Return On Investment (ROI)*
- 2) *Pay Out Time (POT)*
- 3) *Break Even Point (BEP)*
- 4) *Shut Down Point (SDP)*

f. Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

4.9.1 Harga jual produk dan harga beli bahan baku produksi

Sales (Harga Produk) :

- Gliserol : 3,190 \$/kg = 43.427,79 Rp/kg

Raw Material :

- Alil Alkohol : 0,300 \$/kg = 4.084,12 Rp/kg
- Hidrogen Peroksida : 4,900 \$/kg = 66.707,26 Rp/kg
- Katalis H_2WO_4 : 0,010 \$/kg = 136,137259 Rp/kg

4.9.2 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan proses pada tahun tersebut.

Harga indeks tahun 2019 diperkirakan secara garis dengan menggunakan data indeks dari tahun 1987 sampai 2007 :

Tabel 4.21 Index Harga

Tahun (X)	Indeks (Y)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
Total	8277,6

(Chemical Engineering Plan Cost Index (CEPCI) (www.che.com))

dan Peter Timmerhaus,2002)

Dari persamaan regresi linier didapat, index pada tahun 2019:

$$Y = 7,302x - 14189$$

Tabel 4.22. Index Harga Berdasarkan Persamaan Regresi

Tahun	Index
2008	473,42
2009	480,72
2010	488,02
2011	495,32
2012	502,62
2013	509,93
2014	517,23
2015	524,53
2016	531,83
2017	539,13
2018	546,44
2019	553,74
2020	561,04
2021	568,34
2022	575,644

Jika kapasitas alat tidak ada di referensi, maka harga alat dihitung menggunakan metode *six-tenths factor* :

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6}$$

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi.

Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi Peters & Timmerhaus, pada tahun 2002 dan Aries & Newton, pada tahun 1955.

Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

E_x : Harga pembelian

E_y : Harga tahun referensi

N_x : Index harga pada tahun Pembelian

N_y : Index harga pada tahun referensi

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan:

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^{0,6}$$

Dimana: E_a : Harga alat a

E_b : Harga alat b

C_a : Kapasitas alat a

C_b : Kapasitas alat b

Dasar Perhitungan :

- a. Kapasitas produksi : 10.000 ton/tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 tahun
- d. Nilai kurs : 1 US \$ = Rp 13.270
- e. Tahun evaluasi : 2020
- f. Untuk buruh asing : \$ 20/*manhour*
- g. Gaji karyawan Indonesia : Rp 10.000/*manhour*

h. 1 *manhour* asing : 2 *manhour* Indonesia

i. 5% tenaga asing : 95% tenaga Indonesia

4.9.3 Harga Bangunan dan Lahan

Untuk harga bangunan di daerah kawasan industri di Karawang pada tahun 2016 Rp. 2.000.000/m². Sehingga pada tahun 2020 diperkirakan seharga Rp 2.700.000/m². Dan untuk harga lahan tahun 2016 Rp 500.000/m². Dan untuk harga lahan pada tahun 2020 Rp 800.000/m².

4.9.4 Investasi Modal (*Capital Investment*)

Capital investment adalah biaya untuk pengadaan fasilitas - fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik.

Capital investment terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investment*

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

b. *Working Capital Investment*

Working Capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan/mengoperasikan suatu pabrik selama waktu tertentu.

A. Modal Tetap (*fixed capital investment*)

Tabel 4.23. Modal tetap (*fixed capital investment*)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Total	
1	Harga Alat	Rp	4.983.543.143
2	Instalasi	Rp	713.651.523
3	Pemipaan	Rp	2.271.632.970
4	Instrumentasi	Rp	504.210.741
5	Isolasi	Rp	162.589.368
6	Instalasi Listrik	Rp	598.025.177
7	Pembelian Tanah dan Perbaikan	Rp	12.656.900.000
8	Pembuatan Bangunan dan Perlengkapan	Rp	15.624.000.000
9	Utilitas	Rp	6.237.786.646
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		Rp	43.752.339.568
10	Teknik dan Konstruksi	Rp	10.938.084.892
<i>Total (DPC + PPC)</i>		Rp	54.690.424.460
11	Kontraktor	Rp	3.828.329.712
12	Biaya tak terduga (10 % <i>DPC</i>)	Rp	5.469.042.446
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp	63.987.796.618

B. Modal tetap (*fixed capital investment*) disajikan pada Tabel 4.23

Tabel 4.24. Modal Kerja (Working Capital) pada tahun ke-1 (70%)

No	<i>Type of Expense</i>	Total	
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp	16.337.910.816
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp	128.738.578.567
3	<i>Product Inventory</i>	Rp	21.456.429.761
4	<i>Extended Credit</i>	Rp	25.332.875.695
5	<i>Available Cash</i>	Rp	21.456.429.761
<i>Working Capital (WC)</i>		Rp	213.322.224.601

Tabel 4.25. Modal Kerja (Working Capital) pada tahun ke-2 (80 %)

No	Type of Expense	Total
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 18.671.898.076
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp 144.479.613.600
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 24.079.935.600
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 28.951.857.938
5	<i>Available Cash</i>	Rp 24.079.935.600
Working Capital (WC)		Rp 240.263.240.814

Tabel 4.26. Modal Kerja (Working Capital) pada tahun ke-3 (90 %)

No	Type of Expense	Total
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 21.005.885.335
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp 160.220.648.633
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 26.703.441.439
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 32.570.840.180
5	<i>Available Cash</i>	Rp 26.703.441.439
Working Capital (WC)		Rp 267.204.257.026

Tabel 4.27. Modal Kerja (*Working Capital*) pada tahun ke-4 (100 %)

No	Type of Expense	Total
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 23.339.872.595
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp 175.961.683.667
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 29.326.947.278
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 36.189.822.422
5	<i>Available Cash</i>	Rp 29.326.947.278
Working Capital (WC)		Rp 294.145.273.239

4.9.5 MANUFACTURING COST

Manufacturing Cost merupakan jumlah direct, indirect dan fixed manufacturing cost, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

- a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)* adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk.

- b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)* adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.
- c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)* adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 4.28. Modal Kerja (Working Capital) pada tahun ke-1 (70 %)

No	Type of Expense	Total
1	<i>Raw Material</i>	Rp 176.449.436.817
2	<i>Labor</i>	Rp 9.903.600.000
3	<i>Supervision</i>	Rp 990.360.000
4	<i>Maintenance</i>	Rp 594.216.000
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 89.132.400
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 2.605.667.214
7	<i>Utilities</i>	Rp 295.511.505
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp 190.927.923.937
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 1.485.540.000
2	<i>Laboratory</i>	Rp 990.360.000
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 4.951.800.000
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 15.199.725.417
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		Rp 22.627.425.417
1	<i>Depreciation</i>	Rp 12.715.819.118
2	<i>Property taxes</i>	Rp 3.814.745.735
3	<i>Insurance</i>	Rp 1.271.581.912
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		Rp 17.802.146.765

Tabel 4.29. Modal Kerja (Working Capital) pada tahun ke-2 (80 %)

No	Type of Expense	Total
1	<i>Raw Material</i>	Rp 201.656.499.219
2	<i>Labor</i>	Rp 9.903.600.000
3	<i>Supervision</i>	Rp 990.360.000
4	<i>Maintenance</i>	Rp 594.216.000
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 89.132.400
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 2.605.667.214
7	<i>Utilities</i>	Rp 295.511.505
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp 216.134.986.339

1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp	1.485.540.000
2	<i>Laboratory</i>	Rp	990.360.000
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp	4.951.800.000
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp	17.371.114.763
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp	24.798.814.763
1	<i>Depreciation</i>	Rp	12.715.819.118
2	<i>Property taxes</i>	Rp	3.814.745.735
3	<i>Insurance</i>	Rp	1.271.581.912
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp	17.802.146.765

Tabel 4.30. Modal Kerja (Working Capital) pada tahun ke-3 (90 %)

No	<i>Type of Expense</i>	Total	
1	<i>Raw Material</i>	Rp	226.863.561.622
2	<i>Labor</i>	Rp	9.903.600.000
3	<i>Supervision</i>	Rp	990.360.000
4	<i>Maitenance</i>	Rp	594.216.000
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp	89.132.400
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp	2.605.667.214
7	<i>Utilities</i>	Rp	295.511.505
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp	241.342.048.741
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp	1.485.540.000
2	<i>Laboratory</i>	Rp	990.360.000
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp	4.951.800.000
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp	19.542.504.108
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp	26.970.204.108
1	<i>Depreciation</i>	Rp	12.715.819.118
2	<i>Property taxes</i>	Rp	3.814.745.735
3	<i>Insurance</i>	Rp	1.271.581.912
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp	17.802.146.765

Tabel 4.31. Modal Kerja (*Working Capital*) pada tahun ke-4 (100 %)

No	<i>Type of Expense</i>	Total
1	<i>Raw Material</i>	Rp 252.070.624.024
2	<i>Labor</i>	Rp 9.903.600.000
3	<i>Supervision</i>	Rp 990.360.000
4	<i>Maitenance</i>	Rp 594.216.000
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 89.132.400
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 2.605.667.214
7	<i>Utilities</i>	Rp 295.511.505
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp 266.549.111.144
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 1.485.540.000
2	<i>Laboratory</i>	Rp 990.360.000
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 4.951.800.000
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 21.713.893.453
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp 29.141.593.453
1	<i>Depreciation</i>	Rp 12.715.819.118
2	<i>Property taxes</i>	Rp 3.814.745.735
3	<i>Insurance</i>	Rp 1.271.581.912
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp 17.802.146.765

4.9.6 GENERAL EXPENSE

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

Tabel 4.32. *General Expense (GE)* pada tahun ke-1 (70 %)

No	<i>Type of Expense</i>	Total
1	<i>Administration</i>	Rp 7.724.314.714
2	<i>Sales expense</i>	Rp 18.023.400.999
3	<i>Research</i>	Rp 9.011.700.500
4	<i>Finance</i>	Rp 14.029.158.209
<i>General Expense (GE)</i>		Rp 48.788.574.422

Tabel 4.33. *General Expense (GE)* pada tahun ke-2 (80 %)

No	<i>Type of Expense</i>	Total	
1	<i>Administration</i>	Rp	8.668.776.816
2	<i>Sales expense</i>	Rp	20.227.145.904
3	<i>Research</i>	Rp	10.113.572.952
4	<i>Finance</i>	Rp	14.837.388.695
<i>General Expense (GE)</i>		Rp	53.846.884.367

Tabel 4.34. *General Expense (GE)* pada tahun ke-3 (90 %)

No	<i>Type of Expense</i>	Total	
1	<i>Administration</i>	Rp	9.613.238.198
2	<i>Sales expense</i>	Rp	22.430.890.809
3	<i>Research</i>	Rp	11.215.445.404
4	<i>Finance</i>	Rp	15.645.619.181
<i>General Expense (GE)</i>		Rp	58.905.194.312

Tabel 4.35. *General Expense (GE)* pada tahun ke-4 (100 %)

No	<i>Type of Expense</i>	Total	
1	<i>Administration</i>	Rp	10.557.701.020
2	<i>Sales expense</i>	Rp	24.634.635.173
3	<i>Research</i>	Rp	12.317.317.857
4	<i>Finance</i>	Rp	16.453.849.668
<i>General Expense (GE)</i>		Rp	63.963.504.258

Tabel 4.36. Total Biaya pada tahun ke-1 (70 %)

No	<i>Type of Expense</i>	Total	
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp	231.357.496.199
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp	48.788.574.422
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp	280.146.070.540

Tabel 4.37 Total Biaya pada tahun ke-2 (80 %)

No	<i>Type of Expense</i>	Total	
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp	258.735.947.866
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp	53.846.884.367
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp	312.582.832.233

Tabel 4.38 Total Biaya pada tahun ke-3 (90%)

No	<i>Type of Expense</i>	Total	
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp	286.114.399.614
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp	58.905.194.312
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp	345.019.593.927

Tabel 4.39 Total Biaya pada tahun ke-4 (100 %)

No	<i>Type of Expense</i>	Total	
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp	313.492.851.362
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp	63.963.504.258
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp	377.456.355.620

Tabel 4.40. *Fixed Cost (Fa)*

No	<i>Type of Expense</i>	Total	
1	<i>Depreciation</i>	Rp	12.715.819.118
2	<i>Property taxes</i>	Rp	3.814.745.735
3	<i>Insurance</i>	Rp	1.271.581.912
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		Rp	17.802.146.765

Tabel 4.41. *Variable Cost (Va)* pada tahun ke-1 (70 %)

No	<i>Type of Expense</i>	Total	
1	<i>Raw material</i>	Rp	176.449.436.817
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp	15.199.725.417
3	<i>Utilities</i>	Rp	295.511.505
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp	2.605.667.214
<i>Variable Cost (Va)</i>		Rp	194.550.340.954

Tabel 4.42. *Variable Cost (Va)* pada tahun ke-2 (80 %)

No	<i>Type of Expense</i>	Total
1	<i>Raw material</i>	Rp 201.656.499.219
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp 17.371.114.763
3	<i>Utilities</i>	Rp 295.511.505
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp 2.605.667.214
<i>Variable Cost (Va)</i>		Rp 221.928.792.702

Tabel 4.43. *Variable Cost (Va)* pada tahun ke-3 (90 %)

No	<i>Type of Expense</i>	Total
1	<i>Raw material</i>	Rp 226.863.561.622
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp 19.542.504.108
3	<i>Utilities</i>	Rp 295.511.505
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp 2.605.667.214
<i>Variable Cost (Va)</i>		Rp 249.307.244.449

Tabel 4.44. *Variable Cost (Va)* pada tahun ke-4 (100 %)

No	<i>Type of Expense</i>	Total
1	<i>Raw material</i>	Rp 252.070.624.024
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp 21.713.893.453
3	<i>Utilities</i>	Rp 295.511.505
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp 2.605.667.214
<i>Variable Cost (Va)</i>		Rp 276.685.696.197

Tabel 4.45. *Regulated Cost (Ra)* pada tahun ke-1 (70 %)

No	<i>Type of Expense</i>	Total	
1	<i>Labor cost</i>	Rp	9.903.600.000
2	<i>Plant overhead</i>	Rp	4.951.800.000
3	<i>Payroll overhead</i>	Rp	1.485.540.000
4	<i>Supervision</i>	Rp	990.360.000
5	<i>Laboratory</i>	Rp	990.360.000
6	<i>Administration</i>	Rp	7.724.314.714
7	<i>Finance</i>	Rp	14.029.158.209
8	<i>Sales expense</i>	Rp	18.023.400.999
9	<i>Research</i>	Rp	9.011.700.500
10	<i>Maintenance</i>	Rp	594.216.000
11	<i>Plant supplies</i>	Rp	89.132.400
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		Rp	67.793.582.822

Tabel 4.46. *Regulated Cost (Ra)* pada tahun ke-2 (80 %)

No	<i>Type of Expense</i>	Total	
1	<i>Labor cost</i>	Rp	9.903.600.000
2	<i>Plant overhead</i>	Rp	4.951.800.000
3	<i>Payroll overhead</i>	Rp	1.485.540.000
4	<i>Supervision</i>	Rp	990.360.000
5	<i>Laboratory</i>	Rp	990.360.000
6	<i>Administration</i>	Rp	8.668.776.816
7	<i>Finance</i>	Rp	14.837.388.695
8	<i>Sales expense</i>	Rp	20.227.145.904
9	<i>Research</i>	Rp	10.113.572.952
10	<i>Maintenance</i>	Rp	594.216.000
11	<i>Plant supplies</i>	Rp	89.132.400
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		Rp	72.851.892.767

Tabel 4.47. *Regulated Cost (Ra)* pada tahun ke-3 (90 %)

No	Type of Expense	Total	
1	Labor cost	Rp	9.903.600.000
2	Plant overhead	Rp	4.951.800.000
3	Payroll overhead	Rp	1.485.540.000
4	Supervision	Rp	990.360.000
5	Laboratory	Rp	990.360.000
6	Administration	Rp	9.613.238.918
7	Finance	Rp	15.645.619.181
8	Sales expense	Rp	22.430.890.809
9	Research	Rp	11.215.445.404
10	Maintenance	Rp	594.216.000
11	Plant supplies	Rp	89.132.400
Regulated Cost (Ra)		Rp	77.910.202.712

Tabel 4.48. *Regulated Cost (Ra)* pada tahun ke-4 (100 %)

No	Type of Expense	Total	
1	Labor cost	Rp	9.903.600.000
2	Plant overhead	Rp	4.951.800.000
3	Payroll overhead	Rp	1.485.540.000
4	Supervision	Rp	990.360.000
5	Laboratory	Rp	990.360.000
6	Administration	Rp	10.557.701.020
7	Finance	Rp	16.453.849.668
8	Sales expense	Rp	24.634.635.713
9	Research	Rp	12.317.317.857
10	Maintenance	Rp	594.216.000
11	Plant supplies	Rp	89.132.400
Regulated Cost (Ra)		Rp	82.968.512.658

4.9.7 Keuntungan (*Profit*) /Tahun

Keuntungan = Total penjualan produk – Total biaya produksi

- a. Keuntungan sebelum pajak pada tahun ke-1 (70%)

Total penjualan produk = Rp. 306.265.731.556

- Total biaya produksi = Rp. 303.994.508.345
- Keuntungan = Rp. 2.271.223.211
- b. Keuntungan setelah pajak pada tahun ke-1 (70%)
- Pajak 13 % = Rp. 295.259.017
- Keuntungan = Rp. 1.975.964.193
- c. Keuntungan sebelum pajak pada tahun ke-2 (80%)
- Total penjualan produk = Rp. 347.422.295.252
- Total biaya produksi = Rp. 342.806.111.568
- Keuntungan = Rp. 4.616.183.684
- d. Keuntungan setelah pajak pada tahun ke-2 (80%)
- Pajak 13 % = Rp. 600.103.879
- Keuntungan = Rp. 4.016.079.805
- e. Keuntungan sebelum pajak pada tahun ke-3 (90%)
- Total penjualan produk = Rp. 390.850.082.158
- Total biaya produksi = Rp. 379.346.491.579
- Keuntungan = Rp. 11.503.590.579
- f. Keuntungan setelah pajak pada tahun ke-3 (90%)
- Pajak 13 % = Rp. 1.495.466.775
- Keuntungan = Rp. 10.008.123.804
- g. Keuntungan sebelum pajak pada tahun ke-4 (100%)
- Total penjualan produk = Rp. 434.277.896.065
- Total biaya produksi = Rp. 416.886.871.591
- Keuntungan = Rp. 18.390.997.474

h. Keuntungan setelah pajak pada tahun ke-4 (100%)

Pajak 13 % = Rp. 2.390.829.672

Keuntungan = Rp. 16.000.167.802

4.9.8 Analisis Kelayakan

1. *Percent return of investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{FCI} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 14,37 %

ROI setelah pajak = 12,50 %

2. *Pay out time (POT)*

Pay Out Time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai.

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

POT sebelum pajak = 2,92 tahun

POT setelah pajak = 3,09 tahun

3. *Break even point (BEP)*

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan break even point kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual

secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

$$\text{Fixed manufacturing cost (Fa)} = \text{Rp. } 17.802.146.765$$

$$\text{Variabel cost (Va)} = \text{Rp. } 276.685.696.197$$

$$\text{Regulated cost (Ra)} = \text{Rp. } 83.968.512.658$$

$$\text{Penjualan produk (Sa)} = \text{Rp. } 434.277.869.065$$

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

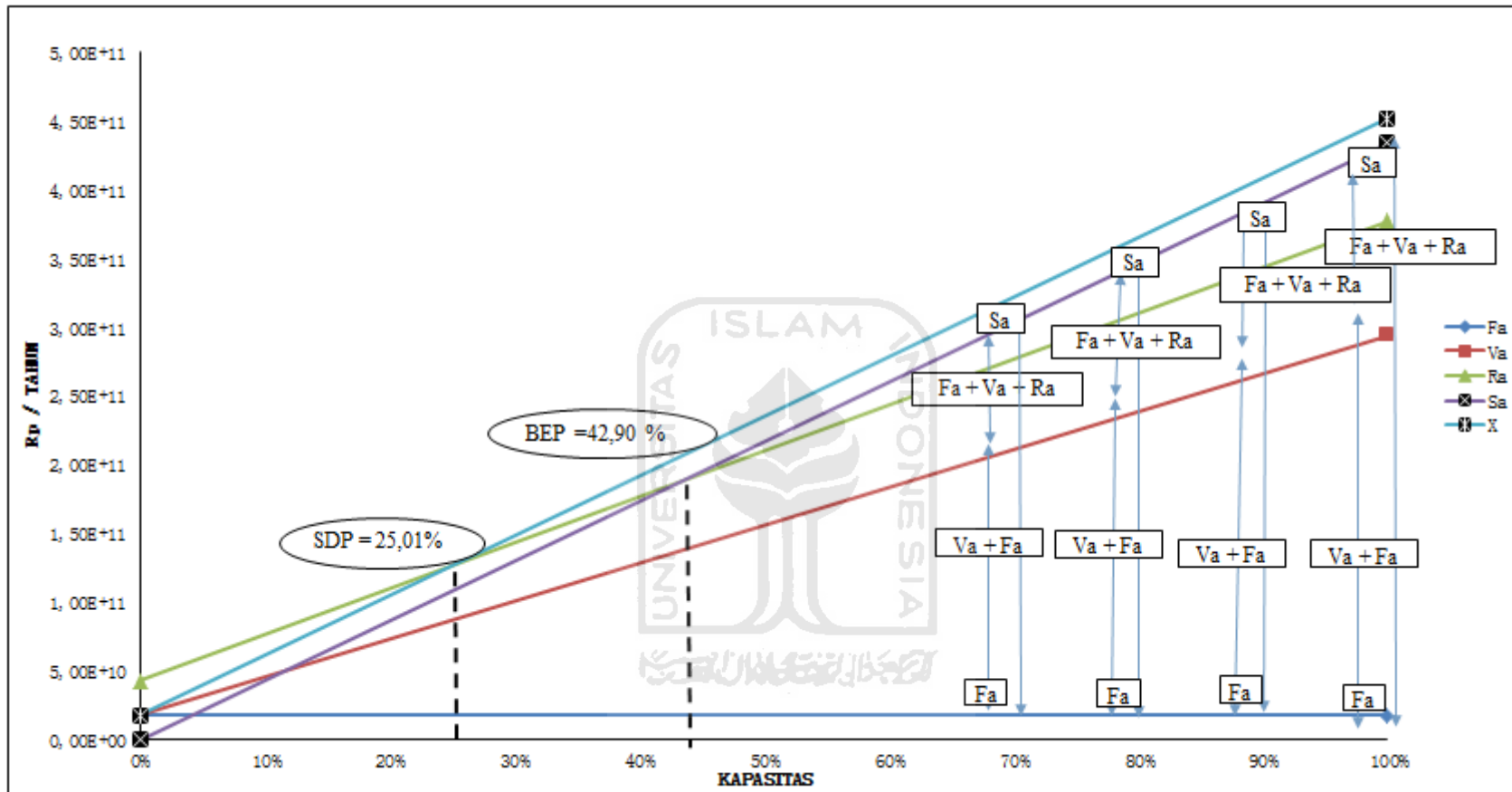
$$\text{BEP} = 42,90 \%$$

4. Shut down point (SDP)

Shut Down Point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar fixed cost.

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

$$\text{SDP} = 25,01 \%$$



Gambar 4.8 Grafik BEP dan SDP



BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Dalam Pra Rancangan Pabrik Gliserol dari Alil Alkohol dan Hidrogen Peroksida dengan bantuan udara dengan kapasitas 10.000 ton/tahun dapat disimpulkan:

1. Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, pemilihan bahan baku, dan kondisi sosio kultural lokasi pabrik, maka pabrik gliserol dari alil alkohol dan hidrogen peroksida tergolong pabrik beresiko rendah.
2. Hasil analisa ekonomi adalah sebagai berikut:
 - a. Keuntungan yang diperoleh:
Keuntungan sebelum pajak Rp. 18.390.997.474/tahun, dan keuntungan setelah pajak Rp. 16.000.167.802 /tahun.
 - b. Return On Investment (ROI):
Presentase ROI sebelum pajak sebesar 14,37 %, dan ROI setelah pajak sebesar 12,50 %. Syarat ROI untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11 %.
 - c. Pay Out Time (POT):
POT sebelum pajak selama 2,92 tahun dan POT setelah pajak selama 3,09 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun.

- d. Break Event Point (BEP) pada 42,9 %, dan Shut Down Point (SDP) pada 25,01 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.

Pabrik ini layak didirikan dengan catatan secara teknis, namun resiko kerugian secara ekonomi 100% kerugian menjadi tanggung jawab investor.

5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep - konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik - pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk Gliserol dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries and Newton, 1995, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc. Graw Hill Book Company, New York
- Badan Pusat Statistik, 2016, *Statistic Indonesia*, diakses pada tanggal 25 maret 2016 pukul 14.00 WIB https://www.bps.go.id/all_newtemplate.php
- Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, Charles E. Tuttle Company, Inc, Tokyo, Japan
- Brownell and Young, 1978, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc, New York
- Coulson, J.M and Richardson J.F, 1965, *An Introduction to Chemical Engineering Design*, Vol 6, Pergamon Press, Oxford
- Dietzel, Fritz, 1996, *Turbin, Pompa dan Kompresor*, PT. Erlangga, Jakarta
- Foust, A.S, 1980, *Principle of Unit Operation*, 2nd ed, John Wiley and Sons, Inc, New York
- Holman, J.P, 1997, *Perpindahan Kalor*, ed. 6, PT. Erlangga, Jakarta
- Kern, D.Q, 1965, *Process Heat Transfer*, International Student Edition, Mc. Graw Hill Co, Inc, Tokyo
- Kirk, R.E and Othmer, D.F, 1978, *Encyclopedia of Chemichal Technology*, 3rd ed, John Wiley and Sons, Inc, New York
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed, John Wiley and Sons, Inc, New York

- Marlin, T.E, 1995, *Process Control : Design Processes and Control System for Dynamic Performance*, Mc. Graw Hill Book Company, New York
- Mattley, J and Chemical Engineering Staff, *Fluid Movers : Pump, Compressor, Fan, Blower*, Mc. Graw Hill Book Company, New York
- Perry, R.H and Green, D.W., 1997 , *Perry's Chemical Engineer's Hand Book*, 7thed, Mc. Graw Hill Book Co, Inc, Tokyo
- Peters, M.S and Timmerhause, K.D, 1991, *Plant Design and Economics for Chemical Engineering*, 4th ed, Mc. Graw Hill Book Co, Inc, New York
- P.P Mc Cellen, 1940, "Melamine Preparation Chemical Engineering Journal"
- Rase, F. Howard, 1977, *Chemical Reactor Design Process Plant*, Vol 1, John Wiley and Sons, Inc, New York
- Severn, et all, 1954, *Steam, Air and Gas Power*, John Wiley and Sons, Inc, New York
- Smith C.W. 1958, *production of Glycerine by Hydroxylation of Allyl Alcohol*, US Patent 2838575A
- Smith, J.M and Van Ness, H.C 1996, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 5th ed, Mc. Graw Hill Book Company, Singapore
- Treyball, R.E, 1981, *Mass Transfer Operation*, 3rd ed, Mc. Graw Hill Book Co, Inc, Tokyo
- Ulrich, G.D, 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons, Inc, New York
- Yaws, C.L, 1999, *Thermodynamics and Physical Property Data*, Mc. Graw Hill Book Co, Inc, New York

Algoritma perancangan reactor

- Menentukan konstanta kecepatan reaksi (k)
- Menghitung dimensi reaktor
- Menghitung mekanikal desain reaktor

1. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi

Dari data perhitungan reaktor diperoleh harga konstanta kecepatan reaksi

$$k = 0,078 \quad \text{m}^3/\text{kmol.jam}$$

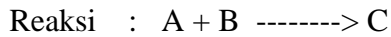
konstanta kecepatan reaksi untuk kondisi operasi $T = 70 \text{ }^\circ\text{C}$ dan Tekanan 1 atm

$$\text{Reaksi orde 2, } (-r_A) = k C_A^2$$

2. Perhitungan Dimensi Reaktor

Anggapan :

- Volume cairan selama reaksi tetap
- Bisa dianggap isothermal karena cairan dalam tangki mixed flow
- Reaksi sederhana orde dua terhadap $\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$



dengan $-r_A = -dC_A/dt = k.C_A^2$

Komponen	BM	input		output	
		(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)
C3H6O	58	14,1099	818,3723987	13,4044	777,4538
H2O	18	4,5465	81,83723987	4,5465	81,8372
H2O2	34	13,9706	475	13,2651	451,0132
C3H8O3	92	0,0000	0	0,7055	64,9054
H2WO4	250	0,0027	0,6743	0,0027	0,6743
		32,6297	1375,883906	402,4715	1375,883906

Volume cairan :

Kondisi Awal :

Konsentrasi awal C_3H_6O (C_{A0}) = 18,65 Kmol/jam

Konsentrasi awal H_2O_2 (C_{B0}) = 13,97 Kmol/jam

Konsentrasi H_2WO_4 = 0,0027 Kmol/jam

Konversi Reaktor (X_A) = 0.05

Volume cairan dalam reaktor :

R input – R output – R reaksi = Akumulasi

$$Fv \cdot C_{A0} - Fv C_A - (-r_A) \cdot v = 0$$

$$Fv \cdot C_{A0} - Fv \cdot C_{A0} (1 - X_A) - (-r_A) \cdot v = 0$$

$$Fv \cdot C_{A0} \cdot X_A - k \cdot (C_{A0} \cdot (1 - X_A))^2 \cdot v = 0$$

$$Fv \cdot C_{A0} \cdot X_A - k \cdot C_{A0}^2 \cdot (1 - X_A)^2 \cdot v = 0$$

$$Fv \cdot C_{A0} \cdot X_A = k \cdot C_{A0}^2 \cdot (1 - X_A)^2 \cdot v$$

$$F_v \cdot X_A = k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_A)^2 \cdot v$$

$$v = \frac{F_v \cdot X_A}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_A)^2}$$

dimana:

v = volum reaktor, liter

F_v = umpan masuk, liter/ jam

X_A = konversi

C_{A0} = konsentrasi awal, mol/ liter

Komponen	BM (kg/kmol)	Rho (kg/m ³)	Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	Fv (m ³ /jam)
C ₃ H ₆ O	58	327,73911	14,10986894	818,3723987	2,497023902
H ₂ O	18	413,0002463	4,55	81,83723987	18
H ₂ O ₂	34	540,9124163	13,97058824	475	0,878145862
C ₃ H ₈ O ₃	92	390,6841743	64,90539714	5971,296537	15,28420379
H ₂ WO ₄	250	5590	370,7725182	0,674267881	0,001818549
		7262,33595	468,3048858	7347,180443	36,6611921

1. Menghitung volume reaktor

Reaktor isothermal :

C_A = 0,385 kmol/m³

k = 0,078 m³/kmol.jam

X_A = 5 %

M = 1,723

$$t = 1 \quad \text{Jam} \quad (\text{US Patent 2838575A})$$

Menghitung volume reaktor :

$$V_{\text{terhitung}} = \frac{F_v (X_a - X_{A0})}{k C_{a0} (1 - X_a) (M - X_a)}$$

$$= 38,17 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{design}} = 1,2V_i$$

$$= 45,81 \text{ m}^3$$

2. Perancangan reaktor

$$\text{Volume terhitung} = 38,17 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume design} = 45,81 \text{ m}^3 \quad (\text{overdesign sebesar 20\%, berdasarkan timmerhaus hal.37})$$

a. Menentukan diameter dan tinggi reaktor

Dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan $D : H = 1$

(*Brownell & Young, table 3.3, P.43*)

$$V_{\text{reaktor}} = 45,81 \text{ m}^3$$

$$\text{Maka, } D = 3,9 \text{ m}$$

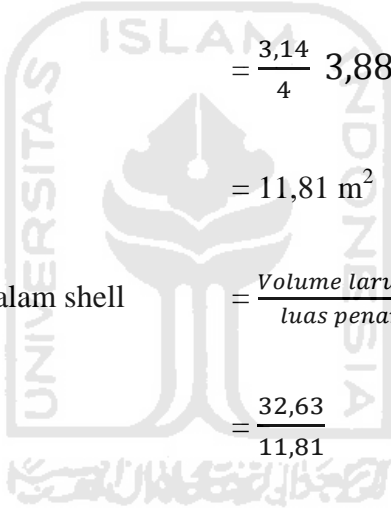
$$H = 3,9 \text{ m}$$

Menentukan Tinggi Larutan dalam Shell

$$\text{Volume larutan dalam tangki} \quad VL = 38,17 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam shell} &= \text{Volume larutan} - \text{Volume head} \\ &= (38,17 - 5,54) \text{ m}^3 \\ &= 32,63 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Luas penampang tangki} \quad = \frac{\pi}{4} ID^2$$

$$\begin{aligned} &= \frac{3,14}{4} 3,88^2 \\ &= 11,81 \text{ m}^2 \\ \text{Tinggi larutan dalam shell} &= \frac{\text{Volume larutan dalam shell}}{\text{luas penampang tangki}} \\ &= \frac{32,63}{11,81} \\ &= 2,76 \text{ m} \end{aligned}$$


Menghitung Tinggi Shell

$$\text{Volume tangki} \quad = 45,81 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Shell} &= \text{Volume larutan dalam tangki} - 2.V_{\text{head}} \\ &= 45,81 - (2 \times 5,54) \\ &= 34,73 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Penampang tangki} &= \frac{\pi}{4} ID^2 \\ &= \frac{3,14}{4} 3,88^2 \\ &= 11,81 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Shell} &= \frac{Vs}{A} \\ &= \frac{34,73}{11,81} \\ &= 2,94 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain

Menentukan Tekanan Desain

Digunakan Baja Stainless Steel Type SA 285 grade C

(Brownell & Young)

Tekanan Operasi(pt) = 14.70 psi

Tekanan design (pd) = 17.64 psi

Allowable stress = 18750 psi

Efisiensi sambungan = 0.85

Faktor korosi = 0.125 in

Jari-jari Reaktor = 1,94 m

Diameter Reaktor = 3,9 m

Menentukan Tebal Shell & Head

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

Bahan yang digunakan carbon steel SA 283 grade C

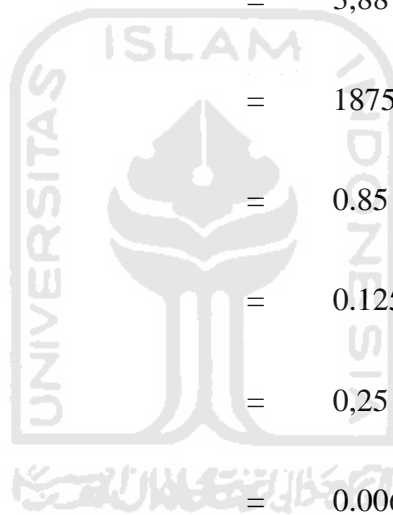
ID = 3,88 m

f = 18750 psia

E = 0.85

c = 0.125 in

ts = 0,25 in



0.00635 m

diambil tebal standar = 1/4 in = 0,25

(Brownell,258)

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

= 0,35 in

Ukuran standar, th = 7/16 in = 0,4375 in

= 0,011 m

Perancangan Pengaduk

Dipilih jenis *turbine with 6 blades dan 4 baffle*, karena turbine memiliki *range volume* yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi, sehingga dipilih :

- a) Pengaduk = type turbine
- b) Jumlah sudu (blade) = 6
- c) Jumlah baffle = 4 (terpisah 90° satu sama lainnya)
- d) w_i / D_i = 0,2 m
- e) D_i / ID = 1/3
- f) z_i / D_i = 3/4
- g) lebar baffle = 1/10 ID
- h) lebar pengaduk = 1/4 D_i (tabel 8.2 & fig 8.15 Rase, 1977)

Jadi dengan

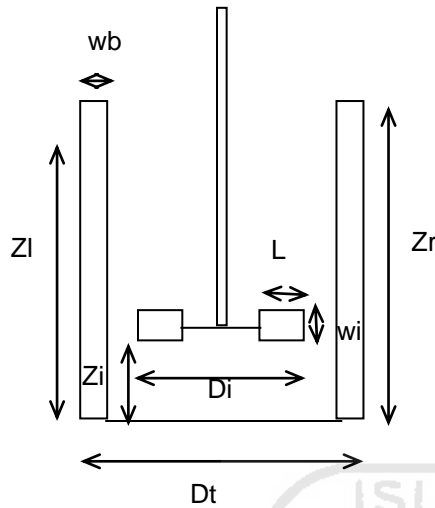
$$ID = 152,70 \text{ in, diperoleh } 3,88 \text{ m}$$

$$D_i = D_t/3 = 1,3 \text{ m}$$

$$Z_i = 1,3 * D_i = 1,7 \text{ m}$$

$$W = 0,17 * D_i = 0,2 \text{ m}$$

$$L = 0,25 * D_i = 0,3 \text{ m}$$



Keterangan :

Keterangan :

D_t = diameter reaktor

D_i = diameter pengaduk

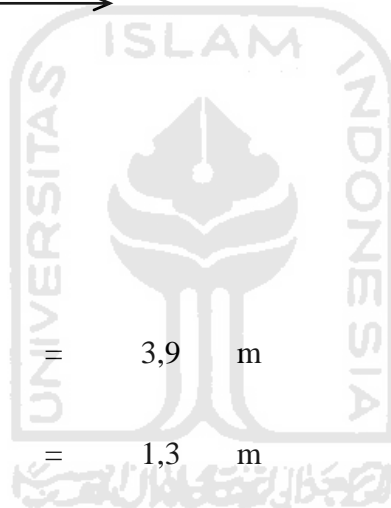
Z_r = tinggi reaktor

Z_l = tinggi cairan dalam reaktor = 2,76 m

Z_i = jarak pengaduk dari dasar = 0,72 m

w = tinggi pengaduk = 0.2 m

L = lebar pengaduk = 0.3 m



Perhitungan Tebal Isolasi Reaktor

a. Bilangan Grasoff

$$Gr = \frac{l^3 \rho_f^2 \beta g \Delta T}{\mu_f^2}$$

b. Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{Cp_f \mu_f}{k_f}$$

c. Bilangan Raleygh

$$Ra_f = Gr \cdot Pr$$

Dari fig. 11.42 (Perry, 1984)

untuk range suhu 0-300 F dpt dipakai isolator Polyisocyanurate dg $K = 0,023$

$\text{kcal/m.j.C} = 0,0268 \text{ W/m.C}$

Profil suhu di sekitar reaktor :

$T_s = 70$ $C = 158$ F (diinginkan)

$T_u = 30$ $C = 86$ F

$T_f = 50$ $C = 122$ F = 323 K

$$\beta = 1/T_f = 0,0029 \quad \text{K}^{-1}$$

Sifat fisis udara pada 158 F :

$$\rho_f = 1,154306 \quad \text{kg/m}^3$$

$$\mu_f = 0,00002045 \quad \text{kg/m.s}$$

$$C_{p f} = 1,001756 \quad \text{kJ/kg/C}$$

$$K_f = 0,0290444 \quad \text{W/m.C}$$

$$\rightarrow Gr = 1,3377E+10$$

$$\text{Cek 1: } 35/Gr^{0.25} = 1,0292E-01$$

$$ID/L = 13,38670284$$

karena $ID/L > 35/Gr^{1/4}$, maka asumsi $l=L$ dapat dipakai

(silinder diperlakukan sbg vertikal flat plate)

$$Pr = 0,69812$$

$$Raf = 5,9487E+06$$

$$hc = 3,5559 \quad \text{W/m}^2.C$$

Perpindahan panas scr radiasi :

$$QR = \epsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot ((T^4) - (TU^4)) = 1741,8157$$

Perpindahan panas scr konveksi :

Bila Gr pada L =

$$Gr = 8,4400E+10$$

$$Gr.Pr = 5,8921E+10$$

$$h = 1.31 * (\Delta T)^{1/3}$$

$$hc = 3,5559 \text{ W/m.C}$$

Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dengan isolasi :

$$QB = (2 * \pi * ks * L) * (T1 - T2) / \ln(r2/r1) = 1608,3343$$

$$QC = (2 * \pi * kis * L) * (T2 - T3) / \ln(r3/r2) = 4,1964$$

Menghitung tebal isolasi :

Dengan menggunakan persamaan a,b,c dan d di dapat :

$$T2 = 342,3670 \text{ K}$$

$$X = 0,0244 \text{ m}$$

Sehingga :

$$QD = 64,5847$$

$$QR = 121,3655$$

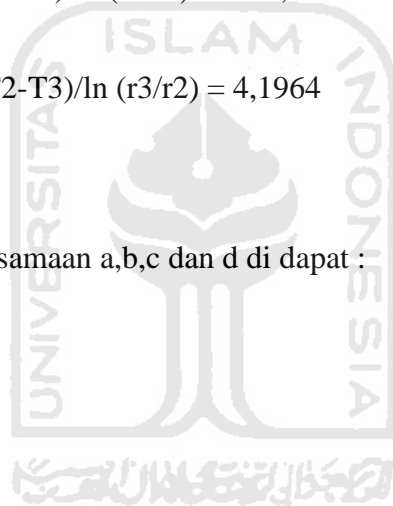
$$QC = 2326,6671$$

$$Q = 185,9502$$

$$x = 2,4379 \text{ cm}$$

Sehingga diperoleh tebal isolasi = 2,4 cm

$$T2 = 342,3670 \text{ } ^\circ\text{K} = 69,3670 \text{ } ^\circ\text{C}$$



Neraca Panas Total di Reaktor



Menghitung ΔH_1 Berasal dari umpan masuk reaktor :

Komponen	Arus Masuk			ΔH (KJ/jam)
	m (kg/jam)	mol (Kmol/jam)	cp (KJ/Kmol)	
C ₃ H ₆ O	818,3723987	14,10986894	6652,210263	93861,81499
H ₂ O	81,83723987	4,546513326	3385,130924	15390,54286
H ₂ O ₂	475	13,97058824	17787,01525	248495,0659
H ₂ WO ₄	0,674267881	0,002697072	0	0
Total	1375,883906			357747,4238

Menghitung ΔH_2 Berasal dari umpan keluar reaktor :

Komponen	Arus Keluar			DH4 (KJ/jam)
	m (kg/jam)	mol (Kmol/jam)	cp (KJ/Kmol)	
C ₃ H ₆ O	777,4537787	13,4043755	6652,210263	89168,72424
H ₂ O	81,83723987	4,546513326	3385,130924	15390,54286
H ₂ O ₂	451,0132228	13,26509479	17787,01525	235946,4432
H ₂ WO ₄	0,674267881	0,002697072	0	0
C ₃ H ₈ O ₃	64,90539714	0,705493447	11898,87499	8394,578332
Total	1310,978509			348900,2887

Menghitung ΔH Reaksi :



$$\Delta H_R = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_R = 129,336 \text{ KJ/Jam} - (114,693 + 523,148) \text{ KJ/Jam}$$

$$\Delta H_R = - 508,5051899 \text{ KJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ Reaktan} = 114,693 \text{ KJ/jam} + 523,148 \text{ KJ/jam}$$

$$\Delta H_f \text{ Reaktan} = 637,8407876 \text{ KJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ Produk} = 129,336 \text{ KJ/jam}$$

$$\Delta H_f \text{ Produk} = 129,336 \text{ KJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f1} = (- 508,50 + 129,336 - 673,84) \text{ KJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f1} = -1017,01038 \text{ KJ/kmol}$$

Menghitung Neraca Panas Total Reaktor :

Neraca Panas Masuk	357747,4238	
kebutuhan panas	-9864,145497	347883,2783
Neraca Panas Keluar	348900,2887	
Reaksi	-1017,01038	347883,2783

LAMPIRAN B

MENARA DISTILASI

Fungsi : Memisahkan produk C₃H₈O₃ sebagai hasil bawah dengan
kecepatan umpan menara = 1.375,2096 kg/jam

Jenis : Sieve Tray Coloumn Distilation

1. Neraca Massa

Umpan Masuk Menara

komponen	f,kmol/jam	Bm	kg/jam	x
C ₃ H ₆ O	0,2581	58,0000	14,9706	0,0109
H ₂ O	4,5465	18,0000	81,8372	0,0595
H ₂ O ₂	0,1188	34,0000	4,0404	0,0029
C ₃ H ₈ O ₃	13,8518	92,0000	1274,3614	0,9267
Total	18,7752		1375,2096	1,0000

Diharapkan Hasil Atas Menara

komponen	f,kmol/jam	Bm	kg/jam	x
C ₃ H ₆ O	0,2555	58,0000	14,8209	0,1316
H ₂ O	4,5010	18,0000	81,0189	0,7196
H ₂ O ₂	0,1176	34,0000	4,0000	0,0355
C ₃ H ₈ O ₃	0,1385	92,0000	12,7436	0,1132
Total	5,0127		112,5834	1,0000

Diharapkan Hasil Bawah Menara

komponen	f,kmol/jam	Bm	kg/jam	x
C3H6O	0,0026	58,0000	0,1497	0,0001
H2O	0,0455	18,0000	0,8184	0,0006
H2O2	0,0012	34,0000	0,0404	0,0000
C3H8O3	13,7132	92,0000	1261,6178	0,9992
Total	13,7625		1262,6263	1,0000

2. Kondisi Operasi

2.1 Kondisi Operasi Umpan

Umpan menara distilasi pada keadaan dew point (titik embun)

$$\text{Maka } \sum Y_i = \sum K_i \cdot X_i = 1$$

Komponen	kg/jam	kgmol/jam	X_i	P_i	$K_i = P_i/P$	$Y_i = K_i \cdot X_i$	α
C3H6O	14,9706	0,2581	0,0137	3224,5125	4,2428	0,0583	1124,0634
H2O	81,8372	4,5465	0,2422	2931,0766	3,8567	0,9339	1021,7718
H2O2	4,0404	0,1188	0,0063	599,9261	0,7894	0,0050	209,1339
C3H8O3	1274,3614	13,8518	0,7378	2,8686	0,0038	0,0028	1,0000
Total	1375,2096	18,7752	1,0000			1,0000	

Maka diperoleh :

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

$$T = 142,845 \text{ } ^\circ\text{C}$$

2.2 Kondisi Operasi Distilat

Kondisi operasi atas menara terjadi pada keadaan dew point digunakan

condenser parsial sehingga $x_D = y_1$

Pada keadaan dew point (titik embun) maka $\sum X_i = \sum Y_i/K_i = 1$

komponen	kg/jam	kgmol/jam	Yi	Pi	Ki = Pi/P	Xi = Yi/Ki	α
C3H6O	14,8209	0,2555	0,0510	8147,1057	13,3998	0,0038	444,1926
H2O	81,0189	4,5010	0,8979	7548,1215	12,4147	0,0723	411,5351
H2O2	4,0000	0,1176	0,0235	1826,8343	3,0047	0,0078	99,6018
C3H8O3	12,7436	0,1385	0,0276	18,3414	0,0302	0,9160	1,0000
Total	112,5834	5,0127	1,0000			1,0000	

Maka diperoleh :

$$P = 0,8 \text{ atm}$$

$$T = 180,25 \text{ }^\circ\text{C}$$

2.3 Kondisi Umpan Bawah

Kondisi operasi bawah menara terjadi pada keadaan bubble point pada keadaan bubble point (titij didih) maka $\sum Y_i = \sum K_i \cdot X_i = 1$

komponen	kg/jam	kgmol/jam	Xi	Pi	Ki = Pi/P	Yi = Ki*Xi	α
C3H6O	0,1497	0,0026	0,0002	51434,4140	56,3974	0,0106	70,5617
H2O	0,8184	0,0455	0,0033	52852,0471	57,9518	0,1914	72,5066
H2O2	0,0404	0,0012	0,0001	17491,1699	19,1789	0,0017	23,9958
C3H8O3	1261,6178	13,7132	0,9964	728,9278	0,7993	0,7964	1,0000
Total	1262,6263	13,7625	1,0000			1,0001	

Maka diperoleh :

$$P = 1,2 \text{ atm}$$

$$T = 286,25 \text{ }^\circ\text{C}$$

3. Menentukan LK-HK Komponen

Dipakai persamaan Shiras et. Al (Treybal pers. 9.164)

$$DK = \left(\frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1} \right) \left(\frac{x_{lk,d} \cdot D}{z_{lk,f} \cdot F} \right) + \left(\frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1} \right) \left(\frac{x_{hk,d} \cdot D}{z_{hk,f} \cdot F} \right)$$

$$F_1 = \left(\frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1} \right) \left(\frac{x_{lk,d} \cdot D}{z_{lk,f} \cdot F} \right) \quad F_2 = \left(\frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1} \right) \left(\frac{x_{hk,d} \cdot D}{z_{hk,f} \cdot F} \right)$$

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

Komponen LK dan HK akan diantara nilai $-0,01 \leq (x_{j,d} \cdot D / z_{j,f} \cdot F) \leq 1,01$

LK = H₂O₂

HK = C₃H₈O₃

X_{lk,d} · D = 0,1176 z_{lk,f} · F = 0,1188

X_{hk,d} · D = 0,1385 z_{hk,f} · F = 13,8518

X air,d · D = 4,5010 z air,f · F = 4,5645

Komponen	f _i , kmol/jam	d _i , kmol/jam	a top	a bottom	a avg	F1	F2	DK	Keterangan
H ₂ O	4,5465	4,5010	411,5351	72,5066	172,7397	0,9900	0,0000	0,9900	0,01 < DK < 0,99, terdistribusi
H ₂ O ₂	0,1188	0,1176	99,6018	23,9958	48,8878	0,3184	0,0068	0,3252	0,01 < DK < 0,99, terdistribusi
C ₃ H ₈ O ₃	13,8518	0,1385	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,0100	0,0100	0,01 < DK < 0,99, terdistribusi

Keterangan :

H₂O = 0,01 < DK < 0,99 , terdistribusi

H₂O₂ = 0,01 < DK < 0,99 , terdistribusi

C₃H₈O₃ = 0,01 < DK < 0,99 , terdistribusi

4. Menghitung N_{min} (dengan pers. Fenske)

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_d \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_b}{\log \alpha_{LK}} =$$

N_m = 2,3628

5. Menghitung R_{min} (dengan pers. Underwood)

Minimum reflux ratio :

Karena umpan pada titik didihnya, maka $q = 1$

Persamaan Underwood :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

Nilai teta diperoleh dari :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad \text{umpan dianggap cair jenuh, } q = 1$$

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 0$$

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 0$$

..... Coulson hal. 421

Trial nilai θ sehingga persamaan diatas memenuhi

Komponen	$x_{i,f}$	α_i	$\theta =$	213,2805855
C3H6O	0,0137	1124,0634	0,017	
H2O	0,2422	1021,7718	0,306	
H2O2	0,0063	209,1339	-0,319	
C3H8O3	0,7378	1,0000	-0,003	
Total			0,000	

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1 \quad \text{..... Coulson hal 421}$$

Komponen	$x_{i,d}$	α_i	$\alpha_i \cdot x_{i,d} / (\alpha_i - \theta)$
C3H6O	0,0510	444,1926	0,09806
H2O	0,8979	411,5351	1,86390
H2O2	0,0235	99,6018	-0,02056
C3H8O3	0,0276	1,0000	-0,00013
Total			1,94126

$$R_{m+1} = 1,9413$$

$$R_m = 0,9413$$

$$R/R_m = 1,2 - 1,5 \text{ diambil } R = 3 \cdot R_m$$

$$R = 2,8238$$

6. Jumlah Plate Teoritis, N

$$R_m/(R_{m+1}) = 0,4849$$

$$R/(R+1) = 0,7385$$

Dari fig. 11.11 Coulson diperoleh : $N_m/N = 0,95$ hal 524

$$N = 2,4872$$

Sehingga dipakai N = 3 stages (termasuk reboiler)

$$R = 2,8238$$

7. Efisiensi Plate E_o

$$E_o = \frac{N_{teoritis}}{N_{actual}}$$

Efisiensi plate diestimasi dengan persamaan o'connell

$$E_o = 51 - 32,5 \cdot \log(m_{avg} \cdot a_{avg})$$

Viskositas cairan sebagai fungsi suhu dapat dicari dengan menggunakan

persamaan :

$$\mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Data dari buku yaws

$$T = 506,3966 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D	Vis (cp)
C3H6O	-11,8248	1,92E+03	2,50E-02	-2,23E-05	8,2091E-02
H2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	1,1568E-01
H2O2	-1,615	5,04E+02	3,50E-04	-1,17E-06	1,8099E-01
C3H8O3	-18,2152	4,23E+03	2,87E-02	-1,86E-05	7,8161E-01

$$\alpha a = 9,9801$$

$$\mu a = 6,0694E-01$$

$$\mu a \cdot \alpha a = 6,0573$$

Sehingga efisiensi plate :

$$E_0 = 51 - 32,5 \cdot \log(m_{avg} \cdot a_{avg}) = 25,94 \%$$

Sehingga jumlah plate actual :

$$N_{actual} = \frac{N_{teoritis}}{Efisiensi\ plate}$$

$$= 11,72 \text{ plate}$$

Maka diambil plate sebanyak 12 plate

8. Menentukan Feed Location

Menggunakan pers. Kirkbride : (coulson hal 422)

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0,206 \log\left[\left(\frac{B}{D}\right) \left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}}\right) \left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}}\right)^2\right]$$

Jumlah plate termasuk reboiler ($N_r + N_s$) = 12 plate

$$\text{Log } (N_r/N_s) = 1,3127$$

$$N_r/N_s = 20,5439$$

$$N_r + N_s = 12,00$$

$$N_s = 0,5570$$

$$Nr = 11,4430$$

$$\text{Feed tray} = 6 \text{ dari bawah}$$

9. Plate Design

Perhitungan sifat fisis

a. Densitas pada suhu distilat : 453,3963 K

Fase cair (data dari Yaws)

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

Komponen	A	B	n	Tc	F, kmol/jam	x	rho (g/ml)
C3H6O	0,28347	0,25408	0,28571	545,05	0,2555	0,0510	302,75736
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	4,5010	0,8979	387,74490
H2O2	0,43776	0,24982	0,2877	730,15	0,1176	0,0235	509,24194
C3H8O3	0,34908	0,24902	0,1541	723	0,1385	0,0276	378,11100
					5,0127	1,0000	

$$\rho_{L_mix} = 385,9977 \text{ kg/m}^3$$

Fase gas

$$P = 0,8 \text{ atm}$$

$$R = 0,08205 \text{ L.atm/mol K}$$

Komponen	kmol/jam	Y	BM	BM'
C3H6O	0,2555	0,0510	58	2,9567
H2O	4,5010	0,8979	18	16,1626
H2O2	0,1176	0,0235	34	0,7980
C3H8O3	0,1385	0,0276	92	2,5422
				22,4594

$$\rho_{V_mix} = 0,4830 \text{ g/L} = 0,4830 \text{ kg/m}^3$$

b. Densitas suhu bottom : 559,3968 K

Fase cair

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

Komponen	A	B	N	Tc	F, kmol/jam	x	rho (g/ml)
C3H6O	0,28347	0,25408	0,28571	545,05	0,0026	0,0002	280,56417
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,0455	0,0033	364,94974
H2O2	0,43776	0,24982	0,2877	730,15	0,0012	0,0001	480,57890
C3H8O3	0,34908	0,24902	0,1541	723	13,7132	0,9964	366,41942
					13,7625	1,0000	

$$\rho L_{\text{mix}} = 366,4083 \text{ kg/m}^3$$

Fase gas

$$P = 1,2 \text{ atm}$$

$$R = 0,08205 \text{ L.atm/mol K}$$

komponen	kmol/jam	Y	BM	BM'
C3H6O	0,0026	0,0002	58	0,0109
H2O	0,0455	0,0033	18	0,0595
H2O2	0,0012	0,0001	34	0,0029
C3H8O3	13,7132	0,9964	92	91,6709
				91,7442

$$\rho V_{\text{mix}} = 2,3986 \text{ g/L} = 2,3986 \text{ kg/m}^3$$

1. Flow rate

$$\text{Top product (D)} = 112,5834 \text{ kg/j}$$

$$\text{Vapor rate (V)} = 430,4957 \text{ kg/j}$$

$$\text{Liquid rate (L)} = 317,9123 \text{ kg/j}$$

$$\text{Bottom product (B)} = 1262,6263 \text{ kg/j}$$

$$B = L' - V' = 1262,6263 \text{ kg/j}$$

$$L' = F \cdot q + R \cdot D = L + F = 1693,1220 \text{ kg/j} \quad \text{vapor rate}$$

$$\text{Liquid rate (V' = L' - B)} = 430,4957 \text{ kg/j}$$

$$L'/V' = 3,9330$$

2. Psycal Properties

Distilat :

$$\rho V_{\text{mix}} = 0,4830 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho L = 385,9977 \text{ kg/m}^3$$

Bottom :

$$\rho V = 2,3986 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho L = 366,4083 \text{ kg/m}^3$$

3. Column diameter

Liquid-vapor flow factor (Coulson, hal 460)

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

$$F_{LV} \text{ distilat} = 0,026122$$

$$F_{LV} \text{ bottom} = 0,3182$$

$$\text{Plate spacing} = 0,55 \text{ m} \quad \text{antara } 0,3 - 0,6 \text{ (RK sinnot, hal 448)}$$

Nilai K1 dari fig. 11.27

$$K1, \text{ distilat} = 0,099$$

$$K1, \text{ bottom} = 0,066$$

Flooding vapor velocity (Coulson, hal 459)

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$u_f \text{ top} = 2,7970 \text{ m/s}$$

$$u_f \text{ bottom} = 0,8131 \text{ m/s}$$

Design percent flooding at maximum flow rate = 0,9

$$u_v \text{ top} = 2,5173 \text{ m/s}$$

$$u_v \text{ bottom} = 0,7317 \text{ m/s}$$

Maximum volumetric flow-rate

$$\text{Distilat} = 0,2476$$

$$\text{Bottom} = 0,0499$$

Net area required

$$\text{Distilat} = 0,0984$$

$$\text{Bottom} = 0,0681$$

As first trial take percent downcomer area = 0,630

Column cross-sectioned area

$$\text{Top} = 0,2658 \text{ m}^2$$

$$\text{Bottom} = 0,1841 \text{ m}^2$$

Column diameter

$$\text{Top} = 0,5819 \text{ m}$$

$$\text{Bottom} = 0,4843 \text{ m}$$

$$\text{Selisih} = 0,0976$$

Karena selisih diameter yang kecil antara diameter atas dan bawah sehingga disamakan diameternya antara atas dan bawah yaitu

Column diameter

$$\text{Top} = 0,5819 \text{ m}$$

$$\text{Bottom} = 0,5819 \text{ m}$$

Column cross-sectioned area

$$\text{Top} = 0,2658 \text{ m}^2$$

$$\text{Bottom} = 0,1841 \text{ m}^2$$

As first trial take percent downcomer area = 0,63

Net area required

$$\text{Distilat} = 0,0984$$

$$\text{Bottom} = 0,0681$$

Maximum volumetric flow-rate

$$\text{Distilat} = 0,2476$$

$$\text{Bottom} = 0,0499$$

dari maksimum volumetric flow rate didapat

$$\text{vapor rate distilat} = 430,4957 \text{ kg/jam}$$

sehingga didapat liquid flow factor

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

$$F_{LV} \text{ distilat} = 0,026122$$

$$F_{LV} \text{ bottom} = 0,3182$$

$$\text{Plate spacing} = 0,55 \text{ m} \quad \text{antara } 0,3 - 0,6 \text{ (RK sinnot, hal 448)}$$

Nilai K1 dari fig. 11.27

$$K1, \text{ distilat} = 0,099$$

$$K1, \text{ bottom} = 0,066$$

Flooding vapor velocity (Coulson, hal 459)

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$u_f \text{ top} = 2,7970 \text{ m/s}$$

$$u_f \text{ bottom} = 0,8131 \text{ m/s}$$

flow rate setelah dikali persen floding

$$u_v \text{ top} = 2,5173 \text{ m/s}$$

$$u_v \text{ bottom} = 0,7317 \text{ m/s}$$

sebelum terjadi perubahan diameter

$$u_f \text{ top} = 2,7970 \text{ m/s}$$

$$u_v \text{ top} = 2,5173 \text{ m/s}$$

setelah terjadi perubahan diameter

$$u_f \text{ top} = 2,7970 \text{ m/s}$$

$$u_v \text{ top} = 2,5173 \text{ m/s}$$

$$\text{setelah desain percent flooding at maximum flow rate} = 0,90$$

4. Liquid Flow Pattern

$$\text{Maximum volumetric liquid rate} = 0,00128 \text{ m}^3/\text{s}$$

Dari fig 11.28 (coulson, hal 460) makal alirannya adalah reverse flow

5. Provisional plate design

$$\text{Column diameter } D_c = 0,5819 \text{ m}$$

$$\text{Column area } A_c = 0,2658 \text{ m}^2$$

$$\text{Downcomer area } A_d = 0,0319 \text{ m}^2$$

$$\text{Net area } A_n = A_c - A_d = 0,2339 \text{ m}^2$$

$$\text{Active area } A_a = A_c - 2A_d = 0,2020 \text{ m}^2$$

Hole area A_h , ambil 3,2 % dari A_a sebagai frist trial $0,0065 \text{ m}^2$

6. Check weeping

$$\text{Maximum liquid rate} = 0,4703 \text{ kg/s}$$

$$\text{Pada percent turn down} = 0,85, \text{ min. Liquid rate} = 0,3998$$

Dengan Francis weir formula dapat dihitung weir liquid crest

(coulson, hal 463)

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L l_w} \right)^{2/3}$$

$$\text{Max } h_{ow} = 12,13 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Min } h_{ow} = 13,57 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Pada minimum rate } h_w + h_{ow} = 63,57 \text{ mm}$$

$$\text{Fig. 11.30 (coulson, hal 462) : } K_2 = 30$$

Minimum design vapor velocity

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}} = 7,5158$$

$$\begin{aligned} \text{Actual minimum vapor velocity} &= \text{minimum vapor rate}/A_h \\ &= 6,5548 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Memenuhi syarat, karena diatas weep point

$$6,5548 \text{ actual} > u_{h\text{min}} 7,5158$$

7. Plate Pressure Drop

Dry plate drop

Maximum vapor velocity through holes

$$u_h = 7,7115 \text{ m/s maximum volumetrik flow rate dibagi hole area}$$

Fig. 11.34 (coulson,hal 467) untuk plate thickness/hole diameter =

1 dan $A_h/A_p \approx A_h/A_n = 0,1$, maka :

$$C_o = 0,84$$

Pressure drop through dry plate (coulson hal 468)

$$h_d = 51 \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 28,1378 \text{ mm liquid}$$

Residual head (coulson hal 468)

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} = 34,1149 \text{ mm liquid}$$

Total pressure drop (coulson hal 468)

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r = 127,3804 \text{ mm liquid}$$

Pressure drop plate = 127,3804 mm liquid

$$\boxed{\Delta P_t = 9,81 \times 10^{-3} \times h_t \times \rho_L} \quad \text{Coulson hal 467}$$

ΔP_t = total plate pressure drop, pa

h_t = total plate pressure drop, mm liquid

$$\text{Column pressure drop} = 457,8644 \text{ Pa} = 0,4579 \text{ kPa}$$

MECHANICAL DESIGN

1. Spesifikasi Menara

Tugas : (jumlah stage actual – 1 stage reboiler) . plate spacing +
disengagement + tinggi ruang cairan di bawah = 8,050 m

Diameter = 0,2020 m

2. Penentuan kondisi Design, berdasarkan Brownell

a. Bahan : Carbon steel SA 283 Grade C

$$f = 12650 \text{ psi}$$

b. Suhu design

$$T \text{ operasi} = 506,3966 \text{ K}$$

c. Tekanan Design

$$P \text{ operasi} = 0,8 \text{ atm}$$

$$P \text{ design} = 1,2 \cdot P \text{ operasi} = 14,1081 \text{ psi}$$

$$\text{Diambil nilai } C = 0,125 \text{ in, dan } E = 0,8$$

3. Tebal Shell

Persamaan untuk menghitung minimum thickness : (Brownell, p. 254)

$$t_s = \frac{P \cdot \frac{D}{2}}{fE - 0,6 \cdot P} + C = 0,1248 \text{ in} = 3,17 \text{ mm}$$

Dipilih tebal shell standar = 0,1875 in = 4,7625 mm

Diameter luar shell

$$OD_s = ID_s + 2 (\text{tebal shell}) = 8,3289 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7, hal 90 Brownell, 1959. Dipilih OD standar = 126 in

Sehingga diameter dalam shell = OD standar - 2 (tebal shell) = 125,625 in

4. Tebal Head

Jenis : torispherical dished head

Persamaan untuk menghitung minimum thickness : (Brownell, p. 254)

$$tH = \frac{0.885.P.r}{f.E - 0.1.P} + C$$

Diambil :

$$f = 12650 \text{ psi , dari tabel 5.7 Brownell}$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$E = 0,80$$

$$\text{Tebal head} = 0,1185 \text{ in} = 3,01 \text{ mm}$$

Sehingga dipilih tebal head standart $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$

5. Tinggi Head (hH)

Dari tabel 5.7 Brownell hal 90

$$O_{ds} = 126 \text{ in}$$

$$tH = 0,1875 \text{ in}$$

$$ID_s = 125,625 \text{ in}$$

Didapat : $icr = 7,6250 \text{ in}$

$$r = 120 \text{ in}$$

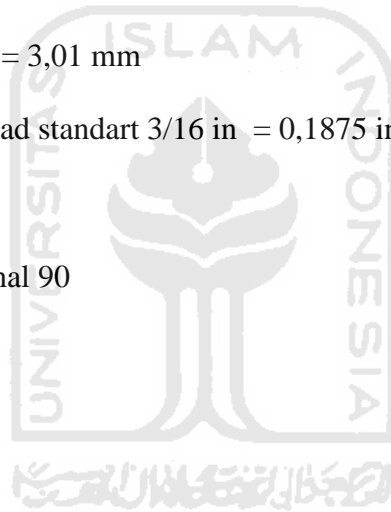
$$a = ID_s / 2 = 62,8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 55,1875 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 112,3750 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 97,8901 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 22,1099$$



Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan $t_H = 5/16$ in didapat $sf = 1.5 - 3$ in

Perancangan digunakan $sf = 3$

$$hH = tH + b + sf$$

$$= 25,2974 \text{ in} = 2,1081 \text{ ft} = 0,6426 \text{ m}$$

6. Tinggi total menara distilasi

$$hMD = \text{tinggi MD} + 2 * \text{tinggi head}$$

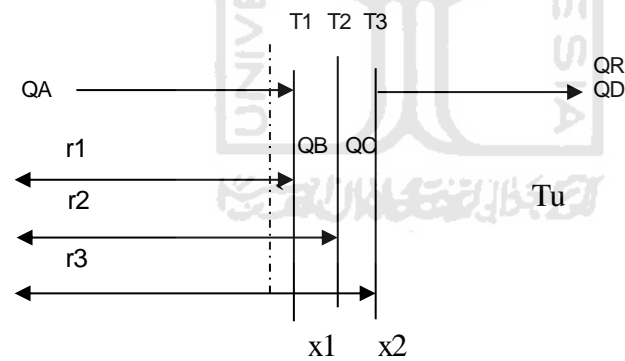
$$= 9,3351 \text{ m}$$

7. Tebal Isolator

Asumsi : 1. Keadaan steady state

2. suhu udara luar = 30°C

3. suhu dinding luar isolator = 50°C



r_1 = jari-jari dalam shell

r_2 = jari-jari luar shell

r_3 = jari-jari luar setelah isolasi

x_1 = tebal dinding shell

x_2 = tebal isolator

T_1 = suhu dinding dalam shell

T_2 = suhu dinding luar shell

T_3 = suhu luar isolator

T_4 = suhu udara luar

q_1 = konveksi bahan ke dinding dalam shell

q_2 = konduksi dalam shell ke luar shell

q_3 = konduksi luar shell ke permukaan luar isolator

q_4 = konveksi dan radiasi permukaan luar isolator ke udara

Interpolasi	nilai kis	interpolasi	nilai ks
32	0,087	212	26
122 x		534,1229 x	
212	0,111	1112	21
x =	0,099	x =	24,2104
Interpolasi	nilai v	interpolasi	nilai k
300	0,00001569	300	0,02624
313,15 x		313,15 x	
350	0,00002076	350	0,03003
x =	1,70234E-05	x =	0,02723677
Interpolasi	nilai Pr	interpolasi	nilai μ
300	0,708	300	0,000018462
313,15 x		313,15 x	
350	0,697	350	0,00002075
x =	0,705107	x =	1,90637E-05

Sifat-sifat fisis bahan

- Bahan isolasi asbestos, dengan sifat-sifat fisis (kren) :

$$k_{is} = 0,1713 \text{ W/m.C}$$

$$e = 0,96$$

- Carbon steel $k_s = 41,9010 \text{ W/m.C}$

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

$$T_f = 313,15 \text{ K}$$

$$\nu = 0,00001702 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k = 0,027 \text{ W/m.C}$$

$$Pr = 0,7051$$

$$\beta = 0,0032$$

$$\mu = 0,000019 \text{ kg/m.s}$$

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

$$\text{keadaan steady state } Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 62,8125 \text{ in} = 1,5954 \text{ m}$$

$$r_2 = 63 \text{ in} = 1,6002 \text{ m}$$

$$L = 8,1 \text{ m}$$

Konduksi

$$Q_B = (2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L) \cdot (T_1 - T_2) = 710676,5639 \times (T_1 - T_2) \dots\dots\dots a$$

$$Q_C = (2 \cdot \pi \cdot k_i \cdot L) \cdot (T_2 - T_3) = 8,6619 \times (T_2 - T_3) / \ln(0,6858 + x/0,6858) \dots\dots\dots b$$

Konveksi

Bil Gr pada L =

$$Gr = 1,1267E+12 \quad \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_4) \cdot L^3}{\nu^2} \cdot Pr$$

$$Gr \cdot Pr = 7,944E+11 \text{ turbulen}$$

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

$$h_e = 3,5559 \text{ W/m.C}$$

$$Q_D = h_e \cdot A \cdot (T_3 - T_4) = 3595,2863 \times (0,6858 + x) \dots\dots\dots c$$

$$QD = h_e \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_4)$$

Radiasi

$$QR = \epsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot ((T_3^4) - (T_u^4)) = 6765,8614 \times (0,6858 + x) \dots\dots d$$

$$QR = \epsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot ((T_3^4) - (T_u^4)) =$$

Kemudian ditrial dengan menggunakan persamaan a,b,c dan d sehingga didapat :

$$T_2 = 452,1702 \text{ K}$$

$$x = 0,05 \text{ m}$$

sehingga :

$$QD = 2645,41$$

$$QR = 4978,32$$

$$QC = 15880,65$$

$$Q = 7623,73$$

$$\text{Jadi tebal isolasi } x = 5 \text{ cm } T_2 = 452,17 \text{ K}$$



8. Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

Dipilih jenis pipa : Carbon Steel (karena harganya lebih murah dan komponen yang melewati pipa tidak bersifat korosif)

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37} \dots(\text{coulson and richardson vol.6, 1983, p 221})$$

a. Pipa umpan

$$T = 415,99 \text{ K} \quad P = 1 \text{ atm}$$

Komponen	F, kmol/j	x	ρ_L , kg/m ³	$\rho_L \cdot x$, kg/m ³
C3H6O	0,2581	0,0137	311,0000	4,2755
H2O	4,5465	0,2422	396,1232	95,9232
H2O2	0,1188	0,0063	519,7582	3,2897
C3H8O3	13,8518	0,7378	382,3247	282,0669
Total	18,7752	1,0000		385,5554

Komponen	A	B	n	Tc
C3H6O	0,28347	0,25408	0,28571	545,05
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
H2O2	0,43776	0,24982	0,2877	730,15
C3H8O3	0,34908	0,24902	0,1541	723

Aspen

$$\rho_l = 385,5554 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 0,3820 \text{ kg/s}$$

$$D_{i,opt} = 19,4317 \text{ mm} = 0,7650 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

$$\text{Nominal pipe size} = 1 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

b. Pipa hasil atas menuju condensor

$$T = 453,39 \text{ K}$$

$$P = 0,8 \text{ atm}$$

$$R = 82,06 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/gmol K}$$

Komponen	y	BM	BM'
C3H6O	0,0002	58	0,0109
H2O	0,0033	18	0,0595
H2O2	0,0001	34	0,0029
C3H8O3	0,9964	92	91,6709
			91,7442

$$\rho = 0,0019727 \text{ g/m}^3 = 1,9727 \text{ kg/m}^3$$

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

Dengan : $\rho = 1,9727 \text{ kg/m}^3$

$$G = 0,0313 \text{ kg/s}$$

Sehingga, $D_{opt} = 36,3192 \text{ mm} = 1,4299 \text{ in}$

Dipakai pipa standar (IPS) :

Nominal pipe size = 1 ½ in

ID = 1,610 in

Schedule number = 40

c. Pipa refluks distilat

$$L_o = 317,912 \text{ kg/jam}$$

$$T = 368,182 \text{ K}$$

Komponen	x	ρL , kg/m ³	$\rho L \cdot x$, kg/m ³
C3H6O	0,0002	321,8649	0,0604
H2O	0,0033	407,0981	1,3449
H2O2	0,0001	533,5189	0,0461
C3H8O3	0,9964	387,7798	386,3925
Total	1,0000		387,8438

Komponen	A	B	n	Tc
C3H6O	0,28347	0,25408	0,28571	545,05
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
H2O2	0,43776	0,24982	0,2877	730,15
C3H8O3	0,34908	0,24902	0,1541	723

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$\rho = 387,84 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 0,0883 \text{ kg/s}$$

$$D_{i,opt} = 8,9217 \text{ mm}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

$$\text{Nominal pipe size} = 0,500 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,622 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

d. Pipa pengeluaran bottom (plate Np)

$$Lm' = 1693,1220 \text{ kg/jam}$$

$$T = 559,396 \text{ K}$$

Komponen	flow, kmol/j	x _o	ρ _L , kg/m ³	ρ _L · x, kg/m ³
C3H6O	0,0026	0,0002	280,5642	0,0526
H2O	0,0455	0,0033	364,9497	1,2056
H2O2	0,0012	0,0001	480,5789	0,0415
C3H8O3	13,7132	0,9964	366,4194	1,2997
Total	13,7625	1,0000		2,5995

Komponen	A	B	n	Tc
C3H6O	0,28347	0,25408	0,28571	545,05
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
H2O2	0,43776	0,24982	0,2877	730,15
C3H8O3	0,34908	0,24902	0,1541	723

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$\rho = 366,408 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 0,4703 \text{ kg/s}$$

$$D_{i,opt} = 22,11 \text{ mm}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

$$\text{Nominal pipe size} = 1 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

e. Pipa refluks bottom (keluar reboiler)

$$V = 430,5 \text{ kg/jam} \quad R = 82,06 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/gmol.K}$$

$$P = 1,2 \text{ atm} \quad T = 567,5585 \text{ K}$$

Komponen	y _B	BM	BM'
C3H6O	0,0106	58	0,6135
H2O	0,1914	18	3,4460
H2O2	0,0017	34	0,0563
C3H8O3	0,7964	92	4,1158
Total	1,0001		8,2317

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$\rho = 0,2121 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 0,1196 \text{ kg/s}$$

$$D_{i,opt} = 168,74 \text{ mm}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

$$\text{Nominal pipe size} = 8 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

Ringkasan

SPESIFIKASI MENARA DISTILASI

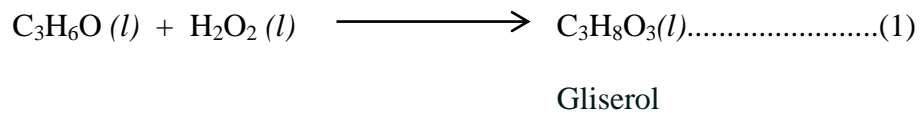
1. Tinggi menara = 9,3351 m
2. Diameter menara = 0,5819 m
3. Tebal shell = 0,1875 in
4. Jenis head = torispherical dished head
5. Tebal head = 0,1875 in
6. Tebal isolator = 5,000 cm
7. Pipa umpan = 1,000 in (IPS)
8. Pipa hasil atas ke condensor = 1,500 in (IPS)
9. Pipa refluks distilat = 0,500 in (IPS)
10. Pipa pengeluaran bottom = 1,000 in (IPS)
11. Pipa refluks bottom = 8,000 in (IPS)

LAMPIRAN C

TINJAUAN KINETIKA DAN TERMODINAMIKA

1.1.1 Tinjauan Kinetika

Persamaan reaksi:



Persamaan kecepatan reaksi:

$$r_A = k \cdot C_A \cdot C_B$$

Harga konstanta kecepatan reaksi diberikan dengan:

$$k = 0,078 \text{ m}^3/\text{kmol} \cdot \text{jam}$$

dengan:

$$r_A = \text{kecepatan reaksi} \quad , \text{ kmol/ m}^3 \cdot \text{jam}$$

$$C_A = \text{konsentrasi H}_2\text{O}_2 \quad , \text{ kmol/ m}^3 \cdot \text{jam}$$

$$C_B = \text{konsentrasi C}_3\text{H}_6\text{O} \quad , \text{ kmol/ m}^3$$

$$k = \text{konstanta kecepatan reaksi} \quad , \text{ m}^3 / \text{kmol} \cdot \text{jam}$$

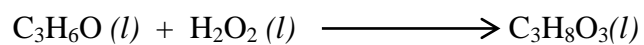
1.1.2 Tinjauan Termodinamika

Pada reaksi hidrosilasi menggunakan hidrogen peroksida, terjadi penambahan gugus hidroksil pada alil alkohol menghasilkan gliserol. Dengan tinjauan termodinamika, untuk mengetahui reaksi

tersebut berlangsung secara eksotermis atau endotermis dapat diketahui dari perhitungan ΔH_{R298} .

$$\begin{aligned} \text{Pada } 298 \text{ }^\circ\text{K, } \Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_6\text{O} &= -132,01 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H_f \text{ H}_2\text{O}_2 &= -136,3 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_3 &= -582,8 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Reaksi di Reaktor :



$$\Delta H_{R298} = \Delta H_f (\text{produk}) - \Delta H_f (\text{reaktan})$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{R298} &= \Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_3 - (\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_6\text{O} + \Delta H_f \text{ H}_2\text{O}_2) \\ &= -582,8 - (-132,01 + (-136,3)) \text{ kJ/mol} \\ &= -314,49 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Keterangan :

ΔH_{R298} : Panas reaksi standar pada suhu 298 °K, kJ/mol

$\Delta H_f (\text{produk})$: Panas reaksi pembentukan produk, kJ/mol

$\Delta H_f (\text{reaktan})$: Panas reaksi pembentukan reaktan, kJ/mol

Reaksi di atas merupakan reaksi eksotermis dengan $\Delta H_R = -314,49 \text{ kJ/mol}$. Sedangkan untuk menentukan sifat reaksi reversibel atau irreversibel dapat diketahui dari harga konstanta keseimbangan.

$$\text{Pada } 298 \text{ }^\circ\text{K, } \Delta G_f \text{ C}_3\text{H}_6\text{O} = -71,25 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_f \text{ H}_2\text{O}_2 = -105,6 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_f \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_3 = -448,49 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_{298} = \Sigma \Delta G_f (\text{produk}) - \Sigma \Delta G_f (\text{reaktan})$$

Keterangan :

ΔG_{298} : Energi bebas Gibbs standar pada suhu 298 °K, kJ/mol

$\Sigma \Delta G_f (\text{produk})$: Energi bebas Gibbs pembentukan produk, kJ/mol

$\Sigma \Delta G_f (\text{reaktan})$: Energi bebas Gibbs pembentukan reaktan, kJ/mol

$$\Delta G_{298} = \Delta G_f \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 - (\Delta G_f \text{ C}_3\text{H}_6\text{O} + \Delta G_f \text{ H}_2\text{O}_2)$$

$$= -448,49 - (-71,25 + (-105,6)) \text{ kJ/mol}$$

$$= -271,64 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_{298} = -RT \ln {}^\circ K_{298}$$

$$\ln {}^\circ K_{298} = \frac{\Delta G_{298}}{\Delta RT}$$

$$\Delta G_{298} = -RT \ln {}^\circ K_{298}$$

$$\ln {}^\circ K_{298} = \frac{\Delta G_{298}}{\Delta RT}$$

$$= \frac{271.640 \text{ J/mol}}{8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \text{K} \times 298 \text{ }^\circ \text{K}}$$

$$= 109,64$$

$$K_{298} = 4,13 \cdot 10^{47}$$

$$\Delta H_{R 298} = - RT \ln K$$

$$\ln K = \frac{\Delta G_{298}}{\Delta RT}$$

$$\frac{\ln K_2}{\ln K_1} = \frac{\Delta G_{298}}{\Delta RT} \left[\frac{1}{k_2} - \frac{1}{k_1} \right]$$

Keterangan :

$\Delta H_{R 298}$: Panas reaksi standar pada suhu 298 °K, kJ/mol

R : Tetapan gas (8,314 J/mol °K)

T_1 : Temperatur referensi (298 °K)

T_2 : temperatur operasi (343 °K)

K_1 : Konstanta kesetimbangan pada temperatur referensi

K_2 : Konstanta kesetimbangan pada temperatur operasi

$$\frac{\ln K_{343}}{\ln K_{298}} = \frac{\Delta H_{R 298}}{R} \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\ln K_{343} - 109,64 = \frac{-314,49}{8,314 \cdot 10^{-3}} \left[\frac{1}{343} - \frac{1}{298} \right]$$

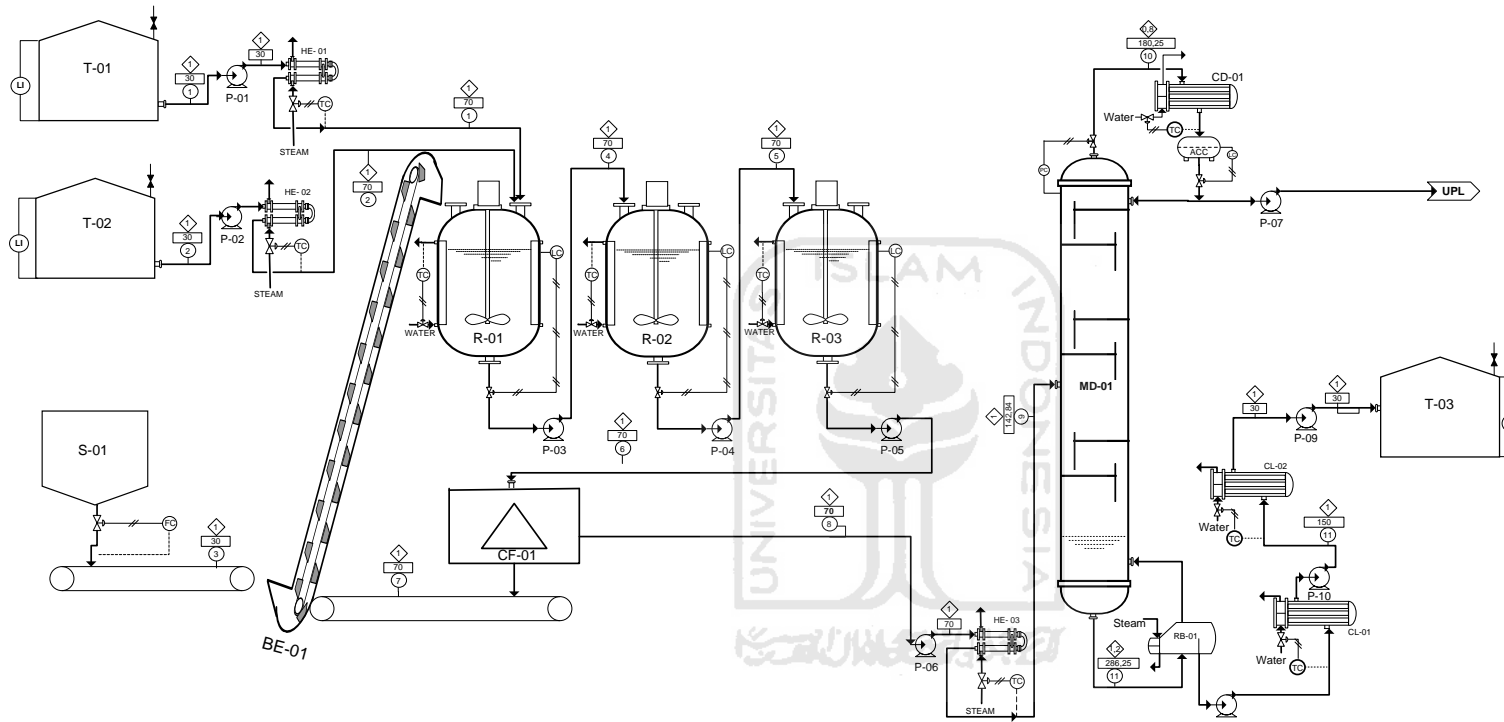
$$\ln K_{343} = 92,94$$

$$K_{343} = 2,30 \times 10^4$$

Karena harga konstanta kesetimbangan (K) sangat besar, maka reaksi hidrosilasi alil alkohol menggunakan hidrogen peroksida bersifat *irreversibel*.



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK GLISEROL DARI ALIL ALKOHOL DAN HIDROGEN PEROKSIDA
KAPASITAS 10.000 TON / TAHUN



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
C3H6O	818,3724	-	-	777,7382	129,1045	14,9761	0,2994	14,6712	14,8209	0,14971
H2O	81,8372	-	-	83,5039	83,5039	83,5039	1,6367	80,2005	81,0189	0,81837
H2O2	-	475,0000	-	451,0852	70,8517	3,9489	0,0808	3,9596	4	0,0404
H2WO4	-	-	0,6979	6,8863	6,8863	6,8863	6,1884	-	-	-
C3H8O3	-	-	-	64,9291	1093,7963	1274,8276	25,4872	1248,8742	12,7436	1261,6178
TOTAL	900,2096	475,0000	0,6979	1384,1428	1384,1428	1384,1428	33,6925	1347,7055	112,5834	1262,62628

ALAT	KETERANGAN	SYMBOL	KETERANGAN
RB	Reboiler	FC	Flow Controller
CD	Condenser	LI	Level Indikator
HE	Heat Exchanger	PC	Pressure Controller
CF	Centrifuge	TC	Temperature Controller
MD	Menara Distilasi	N	Nomor Arus
R	Reaktor	C	Suhu, C
TP	Tangki	atm	Tekanan, atm
CL	Cooler	CV	Control Valve
ACC	Accumulator	EC	Electric Connection
S	Silo	P	Piping
		U	Udara Tekan
		V	Vent

JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA JOGJAKARTA	
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK GLISEROL DARI ALIL ALKOHOL DAN HIDROGEN PEROKSIDA KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN	
Dikerjakan oleh: 1. FITRIANA ROSIDA (12.521.033) 2. DIANA ISNAWATI (12.521.077)	
Disen pembimbing: 1. Suharno Rusdi, Ph.D 2. Lili Kistiyani, ST.M.Eng	