

**PRA RANCANGAN PABRIK
DIASETON DARI
ASETON DENGAN
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

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



oleh :

**Nama : Donny Riski
NIM : 12521181**

**Nama : Teguh Fahrianto
NIM : 12521212**

**TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
YOGYAKARTA
2016**

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL LAPORAN TUGAS

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Donny Riski

Nama : Teguh Fahrianto

NIM : 12521086

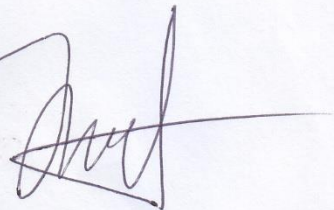
NIM : 12521212

Yogyakarta, Oktober 2016

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 karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Donny Riski
NIM. 12521086



Teguh Fahrianto
NIM. 12521212

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK DIACETONE ALCOHOL DARI ACETONE DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK



Oleh :

Nama : Donny Riski
NIM : 12521086

Nama : Teguh Fahrianto
NIM : 12521212

Yogyakarta, Oktober 2016

Pembimbing I


Ir. Agus Taufik, M.Sc.

Pembimbing II


Tintin Mutiara, S.T, M.Eng

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK DIACETONE ALCOHOL DARI ACETONE DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Donny Riski	Nama : Teguh Fahrianto
NIM : 12521086	NIM : 12521212

Telah Dipertahankan Di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat Untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

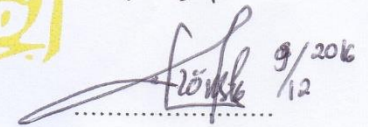
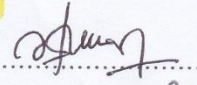
Yogyakarta, 7 Desember 2016

Tim Penguji,

Ir. Agus Taufiq, M.Sc.
Ketua

Umi Rofiqah, ST., MT
Anggota I

Lilis Kistriyani, ST., M.Eng
Anggota II



9/12/2016

Mengetahui :

**Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia**



Drs., Ir., Faisal R.M. MSIE., Ph.D

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT karena dengan rahmat, karunia, serta taufik dan hidayah-Nya kami dapat menyelesaikan Pra Rancangan Pabrik. Laporan ini disusun berdasarkan pengalaman dan ilmu yang kami peroleh selama menempuh pendidikan di Universitas Islam Indonesia.

Pra Rancangan Pabrik yang telah kami susun ini dibuat dalam rangka memenuhi tugas kuliah Program Studi Teknik Kimia, yang mana sebagai syarat untuk kelulusan Strata-1 (S-1).

Dengan ini kami menyadari bahwa Pra Rancangan Pabrik ini tidak akan tersusun dengan baik tanpa adanya bantuan dari pihak-pihak terkait. Oleh karena itu, Saya mengucapkan banyak terimakasih kepada semua pihak yang telah membantu kami dalam melaksanakan kegiatan Penelitian maupun dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini.

Ucapan terimakasih yang sebesar-besarnya Saya sampaikan kepada :

- Bapak Ir., Drs., Faisal R.M. M.M., Ph.D selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia..
- Bapak Ir. Agus Taufiq, M.Sc., selaku pembimbing Pra Rancangan Pabrik di Universitas Islam Indonesia.

- Ibu Tintin Mutiara, S.T, M.Eng., Selaku pembimbing Pra Rancangan Pabrik di Universitas Islam Indonesia.
- Orang Tua tercinta yang mana telah membantu kami dalam segi material maupun dalam segi motivasi selama dalam penyusunan Laporan Pra Rancangan Pabrik ini.
- Dan semua pihak lain yang telah ikut serta memberikan bantuan dan dorongan dalam proses penyelesaian Pra Rancangan Pabrik.

Kami menyadari bahwa Pra Rancangan Pabrik ini masih jauh dalam kesempurnaan, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan demi kesempurnaan Pra Rancangan Pabrik ini.

Akhir kata, kami mohon maaf yang sebesar-besarnya apabila dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini terdapat banyak kesalahan. Semoga Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat khususnya bagi penulis dan pada umumnya bagi para pembaca.

Yogyakarta, 15 Oktober 2016

Penulis

HALAMAN PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

***Papa dan Mama**, yang telah memberikan dukungan moril maupun materi serta kasih sayang yang tiada henti. Terimakasih atas semangat serta doa yang sangat membantu untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini. Besar harapanku untuk menjadi anak yang berbakti dan membanggakan kalian.*

*Untuk adiku, **Dinda Nabila Sukma** terima kasih untuk motivasi, doa, semangat, canda tawanya.*

*Partner setiaku **Donny Riski**, terima kasih telah menjadi partner ku selama kuliah, maaf jika ada ucapan dan tingkah ku yang menyakiti mu.*

***Teknik Kimia 2012** yang tidak dapat disebutkan satu per satu, terimakasih atas semua memori yang akan selalu terkenang.*

(Teguh Fahrianto)

HALAMAN PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

Papa dan Mama, walaupun kalian tidak sempat melihat kesuksesan dan tidak dapat menemani hingga sekarang ini, terimakasih atas kasih sayang kalian yang pernah kurasakanyang selalu terasa hangat hingga detik ini. Besar harapanku agar dapat menjadi anak yang membanggakan kalian dari jauh sini.

Untuk adikku, **Vali Vadila Riska** terima kasih untuk dukungan moril dan materi serta motivasi, doa, semangat, canda tawa kalian.

Partner setiaku **Teguh Fahrianto**, terima kasih telah menjadi partner ku selama kuliah, maaf jika ada ucapan dan tingkah ku yang menyakiti mu.

Teknik Kimia 2012 yang tidak dapat disebutkan satu per satu, terimakasih atas semua memori yang akan selalu terkenang.

(Donny Riski)

LEMBAR MOTTO

“Education is the most powerful weapon which you can use to change the world”

~ Nelson Mandela ~

“Dan katakanlah (wahai Nabi Muhammad) tambahkanlah ilmu kepadaku”

~ Q.S. Thaaha : 144 ~

“Lebih baik bertempur dan kalah daripada tidak pernah bertempur sama sekali”

~ Arthur Hugh Clough ~

“Just do it”

~ Gary Gilmore ~

“Siapa yang meninggalkan kampung halamannya untuk mencari pengetahuan, ia berada di jalan Allah SWT”

~ Nabi Muhammad SAW ~

“jika anda tidak bergerak untuk mulai membangun mimpi anda, seseorang justru akan memperkerjakan anda untuk membantu membangun mimpi mereka ”

~ Tony Gaskins ~

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
Lembar motto	ix
Daftar isi	x
Daftar tabel	xiv
Daftar gambar	xvii
Abstract	xviii
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka	2
1.2.1 Macam – macam proses	2
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk	8
2.2 Spesifikasi Bahan.....	9
2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku	9
2.2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu	9
2.2 Pengendalian Kualitas	11
2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	11

2.2.2 Pengendalian Proses Produksi	12
2.2.2.1 Alat Sistem Kontrol.....	12
2.2.2.2 Aliran Sistem Kontrol	12
2.2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk.....	12
BAB III PERANCANGAN PROSES	
3.1 Uraian Proses	14
3.2 Spesifikasi Alat Proses	16
3.3 Perencanaan Produksi	53
3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku	53
3.3.2 Analisa Kebutuhan Peralatan Proses	53
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	
4.1 Lokasi Pabrik	53
4.1.1. Penyediaan Bahan Baku.....	53
4.1.2. Pemasaran Produk	54
4.1.3. Utilitas.....	54
4.1.4. Transportasi.....	54
4.1.5. Tenaga Kerja	55
4.1.6. Keadaan Iklim.....	55
4.1.7. Faktor Penunjang lain	55
4.2 Tata Letak Pabrik	56
4.2.1. Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium	56
4.2.2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol.....	56
4.2.3. Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi.....	56
4.2.4. Daerah Utilitas dan <i>Power Station</i>	56

4.3 Tata Letak Alat Proses	58
4.3.1. Aliran Bahan Baku dan Produk.....	58
4.3.2. Aliran Udara	58
4.3.3. Pencahayaan	58
4.3.4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan.....	58
4.3.5. Pertimbangan Ekonomi.....	59
4.3.6. Jarak Antar Alat Proses.....	59
4.4 Aliran Proses dan Material	62
4.4.1 Neraca Massa	62
4.4.2 Neraca Panas	65
4.4.3 Diagram Alir Kualitatif	68
4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif	69
4.5 Perawatan (<i>Maintenance</i>)	70
4.6 Pelayanan Teknik (<i>Utilitas</i>)	71
4.6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	71
4.6.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i> (<i>Steam Generation System</i>).....	80
4.6.3 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	81
4.6.4 Unit Penyediaan Udara Tekan	82
4.6.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar	83
4.7 Struktur Organisasi	84
4.7.1 Bentuk Perusahaan	84
4.7.2 Bentuk Organisasi	84
4.7.3 Tugas dan Wewenang	87

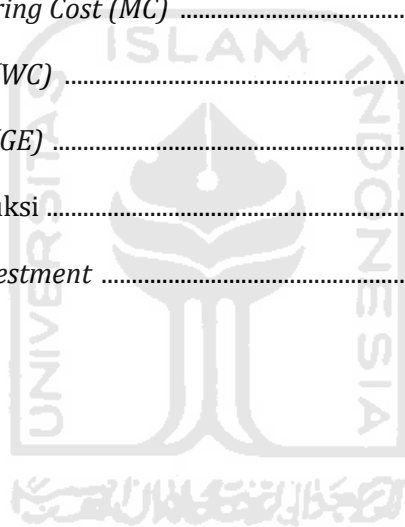
4.7.4 Catatan	88
4.8 Evaluasi Ekonomi	91
4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan	92
4.8.2 Dasar Perhitungan	95
4.8.3 Perhitungan Biaya	95
4.8.4 Analisa Kelayakan	97
4.8.5 Hasil Perhitungan	101
4.8.6 Analisa Keuntungan	105
4.8.7 Hasil Kelayakan Ekonomi	106
BAB V PENUTUP	
5.1 Kesimpulan	107
5.2 Saran	108
DAFTAR PUSTAKA	110
LAMPIRAN	



DAFTAR TABEL

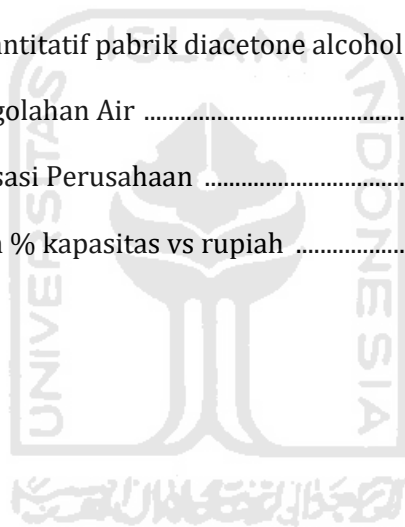
Tabel 1.1 Alokasi penggunaan <i>diacetone alcohol</i> di dunia	5
Tabel 1.2 Data impor <i>Diacetone alcohol</i>	6
Tabel 3.1 Kebutuhan Bahan Baku	53
Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik	57
Tabel 4.2 Neraca massa total	62
Tabel 4.3 Neraca massa di reaktor	62
Tabel 4.4 Neraca massa Netralizer	63
Tabel 4.5 Neraca massa di menara distilasi 1	63
Tabel 4.6 Neraca massa di menara distilasi 2	64
Tabel 4.7 Neraca massa Filter Press	64
Tabel.4 8 Neraca panas reaktor	65
Tabel 4.9 Neraca panas Netralizer	65
Tabel 4.10 Neraca panas Menara destilasi 1	66
Tabel 4.11 Neraca panas Menara destilasi 2	67
Tabel 4.12 Kebutuhan air pendingin	77
Tabel 4.13 Kebutuhan air pembangkit steam	77
Tabel 4.14 Kebutuhan air proses	78
Tabel 4.15 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga	78
Tabel 4.16 Gaji karyawan	89
Tabel 4.17 Jadwal kerja masing-masing regu	90
Tabel 4.18 Harga CEP indeks	93

Tabel 4.19 Harga indeks pada tahun perancangan	94
Tabel 4.20 <i>Physical Plant Cost</i>	101
Tabel 4.21 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	102
Tabel 4.22 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	102
Tabel 4.23 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	102
Tabel 4.24 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	103
Tabel 4.25 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	103
Tabel 4.26 <i>Total Manufacturing Cost (MC)</i>	103
Tabel 4.27 <i>Working Capital (WC)</i>	104
Tabel 4.28 <i>General Expense (GE)</i>	104
Tabel 4.29 Total biaya produksi	104
Tabel 4.30 <i>Total capital investment</i>	105



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Struktur kimia Diacetone Alcohol	3
Gambar 1.2 Grafik impor Diacetone Alcohol.....	6
Gambar 4.1 Tata letak pabrik	60
Gambar 4.2 Tata letak alat proses pabrik	61
Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif pabrik diacetone alcohol	68
Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif pabrik diacetone alcohol	69
Gambar 4.5 Skema Unit Pengolahan Air	83
Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan	86
Gambar 4.7 Grafik hubungan % kapasitas vs rupiah	107





BAB I

PENDAHULUAN

1.1 latar belakang

Di negara yang sedang berkembang seperti Indonesia, pada saat ini Indonesia mengalami peningkatan yang pesat dalam industri. Berbagai kebutuhan dalam negeri belum seluruhnya dapat dihasilkan dan dipenuhi sendiri. Saat ini Indonesia masih tergantung kepada negara lain dalam memenuhi kebutuhan bahan kimia. Salah satu bahan yang diperlukan dalam industri kimia adalah *diacetone alcohol*.

Diacetone alcohol merupakan senyawa organik yang digunakan sebagai bahan baku pada proses pembuatan *methyl isobutyl keton* dan *methyl pentadiol* dengan cara hidrogenasi dan digunakan sebagai bahan antara (*intermediet*). Fungsi lain dari *diacetone alcohol* adalah sebagai pelapis (*coating*), bahan aditif pada bahan bakar, pelarut lemak, pelarut *cellulose acetat* dan *synthetic organic* lainnya. Karena memiliki titik didih yang tinggi yaitu 168 °C sehingga tidak mudah menguap, berbau khas, dan secara wajar bukan merupakan senyawa yang berbahaya.

Kebutuhan *diacetone alcohol* semakin lama semakin meningkat namun hingga saat ini belum ada perusahaan di Indonesia yang memproduksinya. Untuk memenuhi kebutuhan di dalam negeri, Indonesia masih mengimpor dari beberapa negara antara lain negara Singapura, Afrika Selatan, Jepang, China, Amerika Serikat, India, Kanada dan beberapa negara di Eropa.

Dengan didirikannya pabrik *diacetone alcohol* di Indonesia diharapkan dapat mengurangi konsumsi impor sehingga akan meringankan pihak konsumen dalam negeri, selain itu dapat menghemat devisa negara dan juga dapat memacu berdirinya pabrik lain yang menggunakan *diacetone alcohol* sebagai bahan bakunya sehingga dapat membuka lapangan pekerjaan baru. Untuk itu industri *diacetone alcohol* mempunyai prospek yang cukup baik jika dikembangkan di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri terhadap metil akriat yang tiap tahunnya terus bertambah sehingga perancangan pabrik *diacetone alcohol* merupakan pemikiran yang menarik untuk ditelaah.

1.2 Tinjauan Pustaka

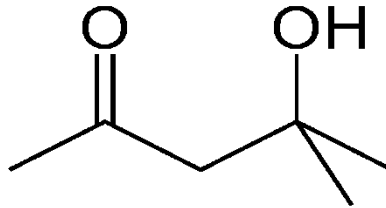
1.2.1 Pemilihan Proses

Proses produksi dalam pra rancangan pabrik *diacetone alcohol* dapat ditinjau dari dua aspek yaitu dari aspek teknis dan aspek ekonomi. Dari aspek teknis, perlu diperhitungkan keamanan dan pemakaian energi di dalam proses. Sedangkan aspek ekonomi memperhitungkan harga bahan baku yang murah dan hasil samping seminimal mungkin sehingga keuntungan dapat dicapai secara maksimal.

Diacetone alcohol merupakan turunan senyawa keton, Proses pembuatan *diacetone alcohol* yaitu dengan cara reaksi kondensasi *acetone*

fasa cair dengan bantuan katalisator. Reaksi ini merupakan reaksi *eksotermis*.

Struktur kimia *diacetone alcohol* dapat dilihat di gambar 1.1 dibawah ini:



Gambar 1.1. Struktur Kimia Diacetone alcohol

Katalisator yang digunakan dalam pembuatan diacetone alcohol ini ada berbagai jenis, antara lain (U.S Patents 5.672.764 Sep. 30, 1997):

1. Katalisator basa

Katalisator yang basa yang sering digunakan dalam industri ini adalah $\text{Ba}(\text{OH})_2$ dan NaOH , katalisator basa ini merupakan katalisator yang larut dalam aseton sehingga reaksi yang terjadi adalah reaksi homogen fasa cair.

2. Katalisator padat

Katalisator padat yang dapat digunakan antara lain adalah MgO , Al_2O_3 , SrO , dan BaO . Katalisator padat ini berupa serbuk yang tidak larut dalam acetone sehingga reaksi adalah reaksi heterogen fasa cair dengan katalisator padat. Umumnya dengan katalisator padat ini menghasilkan hasil samping *Triacetone Alcohol* dan *Mesityl Oxide*.

Dalam pra rancangan pabrik ini dipilih reaksi dengan menggunakan katalisator NaOH karena:

1. Kecepatan reaksi yang diperoleh cukup tinggi
2. Tidak menghasilkan hasil samping
3. NaOH merupakan basa yang cukup murah dan tersedia banyak di pasaran
4. Relative mudah dalam proses pemisahan katalisator dengan produk reaksi
5. Reaksi merupakan reaksi homogen fasa cair sehingga memudahkan dalam trouble shooting maupun kontrolnya.

1.2.2 Pemilihan kapasitas

Diacetone alcohol, banyak digunakan sebagai bahan baku senyawa polimer maupun kopolimer (McKetta, 1977). Menurut *U.S. National Library of Medicine* (www.toxnet.nlm.nih.gov), *diacetone alcohol* digunakan terutama sebagai bahan *intermediate* dalam produksi emulsi polimer. Bidang-bidang yang menggunakan *diacetone alcohol* tersebut ditunjukkan pada tabel berikut.

Tabel 1.1 Alokasi penggunaan *diacetone alcohol* di dunia

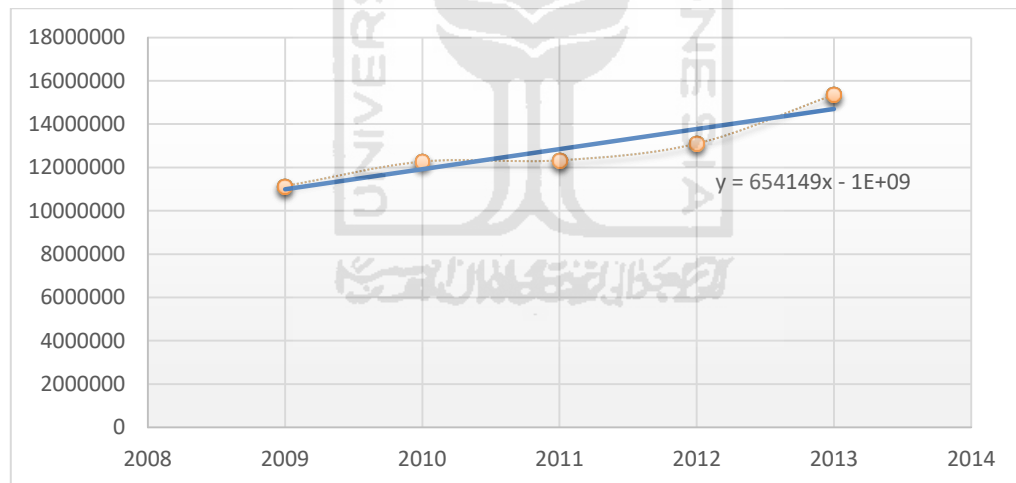
No.	Bidang Industri	Penggunaan, %
1	Tekstil dan Kulit	30
2	Cat	30
3	Kertas	9
4	Perekat	8
5	Thiner	19
6	Lainnya	6

Kebutuhan *diacetone alcohol* di Indonesia terus mengalami peningkatan. Namun, kebutuhan tersebut belum dapat dipenuhi oleh industri dalam negeri karena belum terdapat pabrik yang memproduksi *diacetone alcohol*.

Penentuan kapasitas pabrik berdasarkan grafik regresi linier, berikut data yang didapat dari BPS dari tahun 2009 hingga 2013.

Tabel 1.2 Data impor *Diacetone Alcohol*

tahun	kebutuhan Kg/tahun
2009	11139076
2010	12272446
2011	12330894
2012	13102550
2013	15356599



Gambar 1.2 Grafik Impor Diacetone Alcohol

Setelah didapatkan data dan diolah ke excel garis linear menunjukkan rumus $y = 1E+06x - 2E+09$ dengan x pada tahun 2020, didapatkan hasil 20.000 ton. Dari segi realita atau kenyataan, didapatkan data kapasitas pabrik diacetone alcohol yang

berada di luar negeri terdapat beberapa pabrik seperti: Pabrik Zamshengu Investment (PTY) LTD di Afrika Selatan dengan kapasitas 60.000 ton/tahun, Pabrik Hefei Nasco Chemical Co.Ltd yang berada di China dengan kapasitas 15.000 ton/tahun, Pabrik BoundChemicals A.S. yang berada di Turki dengan kapasitas 12.800 ton/tahun. Dengan beberapa range pabrik yang sudah ada, dapat disimpulkan bahwa perancangan pabrik *diacetone alcohol* dengan kapasitas 20.000 ton/tahun layak di didirikan.



**PRA RANCANGAN PABRIK
DIASETON DARI
ASETON DENGAN
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

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



oleh :

**Nama : Donny Riski
NIM : 12521181**

**Nama : Teguh Fahrianto
NIM : 12521212**

**TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
YOGYAKARTA
2016**

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL LAPORAN TUGAS

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Donny Riski

Nama : Teguh Fahrianto

NIM : 12521086

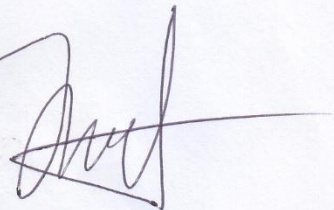
NIM : 12521212

Yogyakarta, Oktober 2016

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 karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Donny Riski
NIM. 12521086



Teguh Fahrianto
NIM. 12521212

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK DIACETONE ALCOHOL DARI ACETONE DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK



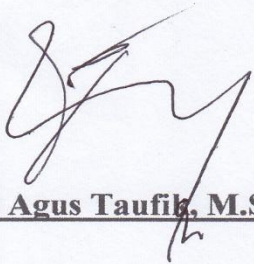
Oleh :

Nama : Donny Riski
NIM : 12521086

Nama : Teguh Fahrianto
NIM : 12521212

Yogyakarta, Oktober 2016

Pembimbing I


Ir. Agus Taufik, M.Sc.

Pembimbing II


Tintin Mutiara, S.T, M.Eng

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK DIACETONE ALCOHOL DARI ACETONE DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :
Nama : Donny Riski Nama : Teguh Fahrianto
NIM : 12521086 NIM : 12521212

Telah Dipertahankan Di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat Untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

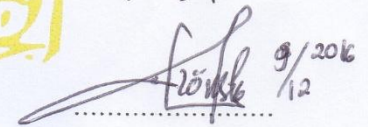
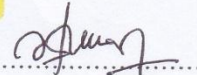
Yogyakarta, 7 Desember 2016

Tim Penguji,

Ir. Agus Taufiq, M.Sc.
Ketua

Umi Rofiqah, ST., MT
Anggota I

Lilis Kistriyani, ST., M.Eng
Anggota II



9/12/2016

Mengetahui :

**Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia**



Drs., Ir., Faisal R.M. MSIE., Ph.D

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, puji syukur kami panjatkan kehadiran Allah SWT karena dengan rahmat, karunia, serta taufik dan hidayah-Nya kami dapat menyelesaikan Pra Rancangan Pabrik. Laporan ini disusun berdasarkan pengalaman dan ilmu yang kami peroleh selama menempuh pendidikan di Universitas Islam Indonesia.

Pra Rancangan Pabrik yang telah kami susun ini dibuat dalam rangka memenuhi tugas kuliah Program Studi Teknik Kimia, yang mana sebagai syarat untuk kelulusan Strata-1 (S-1).

Dengan ini kami menyadari bahwa Pra Rancangan Pabrik ini tidak akan tersusun dengan baik tanpa adanya bantuan dari pihak-pihak terkait. Oleh karena itu, Saya mengucapkan banyak terimakasih kepada semua pihak yang telah membantu kami dalam melaksanakan kegiatan Penelitian maupun dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini.

Ucapan terimakasih yang sebesar-besarnya Saya sampaikan kepada :

- Bapak Ir., Drs., Faisal R.M. M.M., Ph.D selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia..
- Bapak Ir. Agus Taufiq, M.Sc., selaku pembimbing Pra Rancangan Pabrik di Universitas Islam Indonesia.

- Ibu Tintin Mutiara, S.T, M.Eng., Selaku pembimbing Pra Rancangan Pabrik di Universitas Islam Indonesia.
- Orang Tua tercinta yang mana telah membantu kami dalam segi material maupun dalam segi motivasi selama dalam penyusunan Laporan Pra Rancangan Pabrik ini.
- Dan semua pihak lain yang telah ikut serta memberikan bantuan dan dorongan dalam proses penyelesaian Pra Rancangan Pabrik.

Kami menyadari bahwa Pra Rancangan Pabrik ini masih jauh dalam kesempurnaan, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan demi kesempurnaan Pra Rancangan Pabrik ini.

Akhir kata, kami mohon maaf yang sebesar-besarnya apabila dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini terdapat banyak kesalahan. Semoga Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat khususnya bagi penulis dan pada umumnya bagi para pembaca.

Yogyakarta, 15 Oktober 2016

Penulis

HALAMAN PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

***Papa dan Mama**, yang telah memberikan dukungan moril maupun materi serta kasih sayang yang tiada henti. Terimakasih atas semangat serta doa yang sangat membantu untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini. Besar harapanku untuk menjadi anak yang berbakti dan membanggakan kalian.*

*Untuk adiku, **Dinda Nabila Sukma** terima kasih untuk motivasi, doa, semangat, canda tawanya.*

*Partner setiaku **Donny Riski**, terima kasih telah menjadi partner ku selama kuliah, maaf jika ada ucapan dan tingkah ku yang menyakiti mu.*

***Teknik Kimia 2012** yang tidak dapat disebutkan satu per satu, terimakasih atas semua memori yang akan selalu terkenang.*

(Teguh Fahrianto)

HALAMAN PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

Papa dan Mama, walaupun kalian tidak sempat melihat kesuksesan dan tidak dapat menemani hingga sekarang ini, terimakasih atas kasih sayang kalian yang pernah kurasakanyang selalu terasa hangat hingga detik ini. Besar harapanku agar dapat menjadi anak yang membanggakan kalian dari jauh sini.

Untuk adikku, **Vali Vadila Riska** terima kasih untuk dukungan moril dan materi serta motivasi, doa, semangat, canda tawa kalian.

Partner setiaku **Teguh Fahrianto**, terima kasih telah menjadi partner ku selama kuliah, maaf jika ada ucapan dan tingkah ku yang menyakiti mu.

Teknik Kimia 2012 yang tidak dapat disebutkan satu per satu, terimakasih atas semua memori yang akan selalu terkenang.

(Donny Riski)

LEMBAR MOTTO

“Education is the most powerful weapon which you can use to change the world”

~ Nelson Mandela ~

“Dan katakanlah (wahai Nabi Muhammad) tambahkanlah ilmu kepadaku”

~ Q.S. Thaaha : 144 ~

“Lebih baik bertempur dan kalah daripada tidak pernah bertempur sama sekali”

~ Arthur Hugh Clough ~

“Just do it”

~ Gary Gilmore ~

“Siapa yang meninggalkan kampung halamannya untuk mencari pengetahuan, ia berada di jalan Allah SWT”

~ Nabi Muhammad SAW ~

“jika anda tidak bergerak untuk mulai membangun mimpi anda, seseorang justru akan memperkerjakan anda untuk membantu membangun mimpi mereka ”

~ Tony Gaskins ~

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
Lembar motto	ix
Daftar isi	x
Daftar tabel	xiv
Daftar gambar	xvii
Abstract	xviii
 BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka	2
1.2.1 Macam – macam proses	2
 BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk	8
2.2 Spesifikasi Bahan.....	9
2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku	9
2.2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu	9
2.2 Pengendalian Kualitas	11
2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	11

2.2.2 Pengendalian Proses Produksi	12
2.2.2.1 Alat Sistem Kontrol.....	12
2.2.2.2 Aliran Sistem Kontrol	12
2.2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk.....	12
BAB III PERANCANGAN PROSES	
3.1 Uraian Proses	14
3.2 Spesifikasi Alat Proses	16
3.3 Perencanaan Produksi	53
3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku	53
3.3.2 Analisa Kebutuhan Peralatan Proses	53
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	
4.1 Lokasi Pabrik	53
4.1.1. Penyediaan Bahan Baku.....	53
4.1.2. Pemasaran Produk	54
4.1.3. Utilitas.....	54
4.1.4. Transportasi.....	54
4.1.5. Tenaga Kerja	55
4.1.6. Keadaan Iklim.....	55
4.1.7. Faktor Penunjang lain	55
4.2 Tata Letak Pabrik	56
4.2.1. Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium	56
4.2.2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol.....	56
4.2.3. Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi.....	56
4.2.4. Daerah Utilitas dan <i>Power Station</i>	56

4.3 Tata Letak Alat Proses	58
4.3.1. Aliran Bahan Baku dan Produk.....	58
4.3.2. Aliran Udara	58
4.3.3. Pencahayaan	58
4.3.4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan.....	58
4.3.5. Pertimbangan Ekonomi.....	59
4.3.6. Jarak Antar Alat Proses.....	59
4.4 Aliran Proses dan Material	62
4.4.1 Neraca Massa	62
4.4.2 Neraca Panas	65
4.4.3 Diagram Alir Kualitatif	68
4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif	69
4.5 Perawatan (<i>Maintenance</i>)	70
4.6 Pelayanan Teknik (<i>Utilitas</i>)	71
4.6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	71
4.6.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i> (<i>Steam Generation System</i>).....	80
4.6.3 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	81
4.6.4 Unit Penyediaan Udara Tekan	82
4.6.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar	83
4.7 Struktur Organisasi	84
4.7.1 Bentuk Perusahaan	84
4.7.2 Bentuk Organisasi	84
4.7.3 Tugas dan Wewenang	87

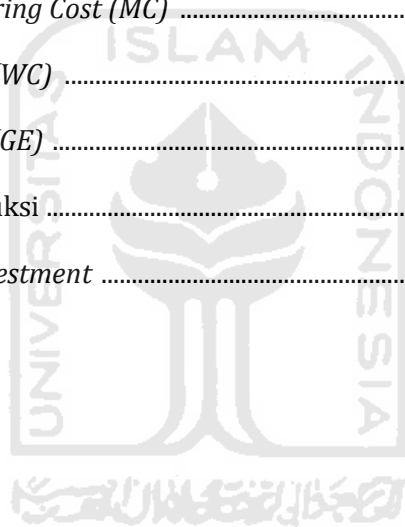
4.7.4 Catatan	88
4.8 Evaluasi Ekonomi	91
4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan	92
4.8.2 Dasar Perhitungan	95
4.8.3 Perhitungan Biaya	95
4.8.4 Analisa Kelayakan	97
4.8.5 Hasil Perhitungan	101
4.8.6 Analisa Keuntungan	105
4.8.7 Hasil Kelayakan Ekonomi	106
BAB V PENUTUP	
5.1 Kesimpulan	107
5.2 Saran	108
DAFTAR PUSTAKA	110
LAMPIRAN	



DAFTAR TABEL

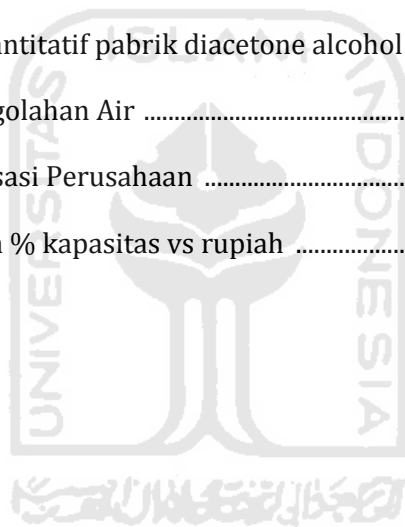
Tabel 1.1 Alokasi penggunaan <i>diacetone alcohol</i> di dunia	5
Tabel 1.2 Data impor <i>Diacetone alcohol</i>	6
Tabel 3.1 Kebutuhan Bahan Baku	53
Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik	57
Tabel 4.2 Neraca massa total	62
Tabel 4.3 Neraca massa di reaktor	62
Tabel 4.4 Neraca massa Netralizer	63
Tabel 4.5 Neraca massa di menara distilasi 1	63
Tabel 4.6 Neraca massa di menara distilasi 2	64
Tabel 4.7 Neraca massa Filter Press	64
Tabel 4.8 Neraca panas reaktor	65
Tabel 4.9 Neraca panas Netralizer	65
Tabel 4.10 Neraca panas Menara destilasi 1	66
Tabel 4.11 Neraca panas Menara destilasi 2	67
Tabel 4.12 Kebutuhan air pendingin	77
Tabel 4.13 Kebutuhan air pembangkit steam	77
Tabel 4.14 Kebutuhan air proses	78
Tabel 4.15 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga	78
Tabel 4.16 Gaji karyawan	89
Tabel 4.17 Jadwal kerja masing-masing regu	90
Tabel 4.18 Harga CEP indeks	93

Tabel 4.19 Harga indeks pada tahun perancangan	94
Tabel 4.20 <i>Physical Plant Cost</i>	101
Tabel 4.21 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	102
Tabel 4.22 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	102
Tabel 4.23 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	102
Tabel 4.24 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	103
Tabel 4.25 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	103
Tabel 4.26 <i>Total Manufacturing Cost (MC)</i>	103
Tabel 4.27 <i>Working Capital (WC)</i>	104
Tabel 4.28 <i>General Expense (GE)</i>	104
Tabel 4.29 Total biaya produksi	104
Tabel 4.30 <i>Total capital investment</i>	105



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Struktur kimia Diacetone Alcohol	3
Gambar 1.2 Grafik impor Diacetone Alcohol.....	6
Gambar 4.1 Tata letak pabrik	60
Gambar 4.2 Tata letak alat proses pabrik	61
Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif pabrik diacetone alcohol	68
Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif pabrik diacetone alcohol	69
Gambar 4.5 Skema Unit Pengolahan Air	83
Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan	86
Gambar 4.7 Grafik hubungan % kapasitas vs rupiah	107





BAB I

PENDAHULUAN

1.1 latar belakang

Di negara yang sedang berkembang seperti Indonesia, pada saat ini Indonesia mengalami peningkatan yang pesat dalam industri. Berbagai kebutuhan dalam negeri belum seluruhnya dapat dihasilkan dan dipenuhi sendiri. Saat ini Indonesia masih tergantung kepada negara lain dalam memenuhi kebutuhan bahan kimia. Salah satu bahan yang diperlukan dalam industri kimia adalah *diacetone alcohol*.

Diacetone alcohol merupakan senyawa organik yang digunakan sebagai bahan baku pada proses pembuatan *methyl isobutyl keton* dan *methyl pentadiol* dengan cara hidrogenasi dan digunakan sebagai bahan antara (*intermediet*). Fungsi lain dari *diacetone alcohol* adalah sebagai pelapis (*coating*), bahan aditif pada bahan bakar, pelarut lemak, pelarut *cellulose acetat* dan *synthetic organic* lainnya. Karena memiliki titik didih yang tinggi yaitu 168 °C sehingga tidak mudah menguap, berbau khas, dan secara wajar bukan merupakan senyawa yang berbahaya.

Kebutuhan *diacetone alcohol* semakin lama semakin meningkat namun hingga saat ini belum ada perusahaan di Indonesia yang memproduksinya. Untuk memenuhi kebutuhan di dalam negeri, Indonesia masih mengimpor dari beberapa negara antara lain negara Singapura, Afrika Selatan, Jepang, China, Amerika Serikat, India, Kanada dan beberapa negara di Eropa.

Dengan didirikannya pabrik *diacetone alcohol* di Indonesia diharapkan dapat mengurangi konsumsi impor sehingga akan meringankan pihak konsumen dalam negeri, selain itu dapat menghemat devisa negara dan juga dapat memacu berdirinya pabrik lain yang menggunakan *diacetone alcohol* sebagai bahan bakunya sehingga dapat membuka lapangan pekerjaan baru. Untuk itu industri *diacetone alcohol* mempunyai prospek yang cukup baik jika dikembangkan di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri terhadap metil akriat yang tiap tahunnya terus bertambah sehingga perancangan pabrik *diacetone alcohol* merupakan pemikiran yang menarik untuk ditelaah.

1.2 Tinjauan Pustaka

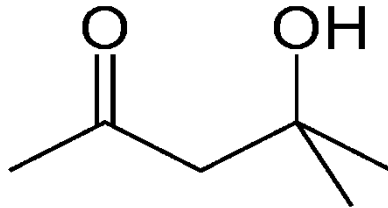
1.2.1 Pemilihan Proses

Proses produksi dalam pra rancangan pabrik *diacetone alcohol* dapat ditinjau dari dua aspek yaitu dari aspek teknis dan aspek ekonomi. Dari aspek teknis, perlu diperhitungkan keamanan dan pemakaian energi di dalam proses. Sedangkan aspek ekonomi memperhitungkan harga bahan baku yang murah dan hasil samping seminimal mungkin sehingga keuntungan dapat dicapai secara maksimal.

Diacetone alcohol merupakan turunan senyawa keton, Proses pembuatan *diacetone alcohol* yaitu dengan cara reaksi kondensasi *acetone* fasa

cair dengan bantuan katalisator. Reaksi ini merupakan reaksi *eksotermis*.

Struktur kimia *diacetone alcohol* dapat dilihat di gambar 1.1 dibawah ini:



Gambar 1.1. Struktur Kimia Diacetone alcohol

Katalisator yang digunakan dalam pembuatan diacetone alcohol ini ada berbagai jenis, antara lain (U.S Patents 5.672.764 Sep. 30, 1997):

1. Katalisator basa

Katalisator yang basa yang sering digunakan dalam industri ini adalah $\text{Ba}(\text{OH})_2$ dan NaOH , katalisator basa ini merupakan katalisator yang larut dalam aseton sehingga reaksi yang terjadi adalah reaksi homogen fasa cair.

2. Katalisator padat

Katalisator padat yang dapat digunakan antara lain adalah MgO , Al_2O_3 , SrO , dan BaO . Katalisator padat ini berupa serbuk yang tidak larut dalam acetone sehingga reaksi adalah reaksi heterogen fasa cair dengan katalisator padat. Umumnya dengan katalisator padat ini menghasilkan hasil samping *Triacetone Alcohol* dan *Mesityl Oxide*.

Dalam pra rancangan pabrik ini dipilih reaksi dengan menggunakan katalisator NaOH karena:

1. Kecepatan reaksi yang diperoleh cukup tinggi
2. Tidak menghasilkan hasil samping
3. NaOH merupakan basa yang cukup murah dan tersedia banyak di pasaran
4. Relative mudah dalam proses pemisahan katalisator dengan produk reaksi
5. Reaksi merupakan reaksi homogen fasa cair sehingga memudahkan dalam trouble shooting maupun kontrolnya.

1.2.2 Pemilihan kapasitas

Diacetone alcohol, banyak digunakan sebagai bahan baku senyawa polimer maupun kopolimer (McKetta, 1977). Menurut *U.S. National Library of Medicine* (www.toxnet.nlm.nih.gov), *diacetone alcohol* digunakan terutama sebagai bahan *intermediate* dalam produksi emulsi polimer. Bidang-bidang yang menggunakan *diacetone alcohol* tersebut ditunjukkan pada tabel berikut.

Tabel 1.1 Alokasi penggunaan *diacetone alcohol* di dunia

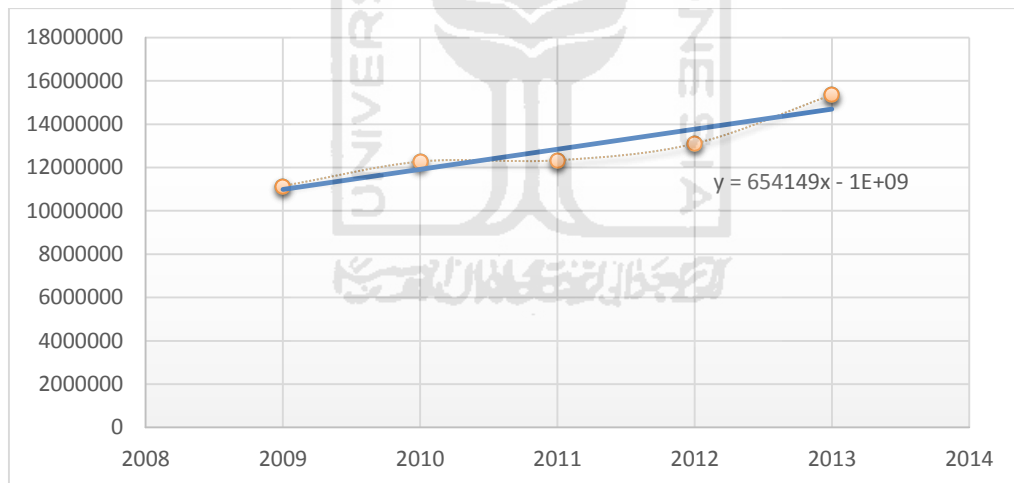
No.	Bidang Industri	Penggunaan, %
1	Tekstil dan Kulit	30
2	Cat	30
3	Kertas	9
4	Perekat	8
5	Thiner	19
6	Lainnya	6

Kebutuhan *diacetone alcohol* di Indonesia terus mengalami peningkatan. Namun, kebutuhan tersebut belum dapat dipenuhi oleh industri dalam negeri karena belum terdapat pabrik yang memproduksi *diacetone alcohol*.

Penentuan kapasitas pabrik berdasarkan grafik regresi linier, berikut data yang didapat dari BPS dari tahun 2009 hingga 2013.

Tabel 1.2 Data impor *Diacetone Alcohol*

tahun	kebutuhan Kg/tahun
2009	11139076
2010	12272446
2011	12330894
2012	13102550
2013	15356599



Gambar 1.2 Grafik Impor Diacetone Alcohol

Setelah didapatkan data dan diolah ke excel garis linear menunjukkan rumus $y = 1E+06x - 2E+09$ dengan x pada tahun 2020, didapatkan hasil 20.000 ton. Dari segi realita atau kenyataan, didapatkan data kapasitas pabrik diacetone alcohol yang berada di luar

negeri terdapat beberapa pabrik seperti: Pabrik Zamshengu Investment (PTY) LTD di Afrika Selatan dengan kapasitas 60.000 ton/tahun, Pabrik Hefei Nasco Chemical Co.Ltd yang berada di China dengan kapasitas 15.000 ton/tahun, Pabrik BoundChemicals A.S. yang berada di Turki dengan kapasitas 12.800 ton/tahun. Dengan beberapa range pabrik yang sudah ada, dapat disimpulkan bahwa perancangan pabrik *diacetone alcohol* dengan kapasitas 20.000 ton/tahun layak di didirikan.



BAB II

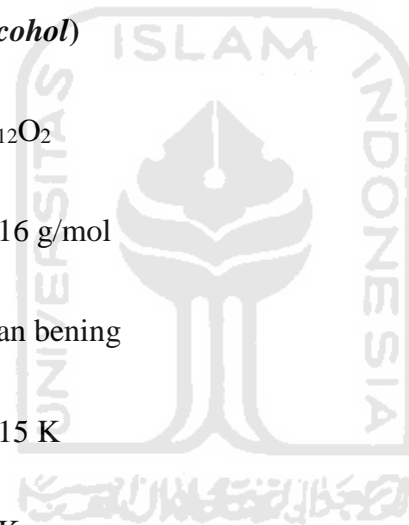
PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan *Diacetone Alcohol* dirancang berdasarkan variable utama yaitu : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Produk (*Diacetone alcohol*)

Rumus molekul	: $C_6H_{12}O_2$
Berat molekul	: 116.16 g/mol
Kenampakan	: Cairan bening
Titik beku normal	: 229,15 K
Titik didih normal	: 441 K
<i>Specific Gravity</i>	: 0,9378
Kelarutan	: Larut dalam air
Kemurnian	: 98 %



2.2 Spesifikasi Bahan

2.2.1 Bahan Baku (*Acetone*)

Rumus molekul : CH_3COCH_3

Berat molekul : 58 g/mol

Kenampakan : Cairan bening

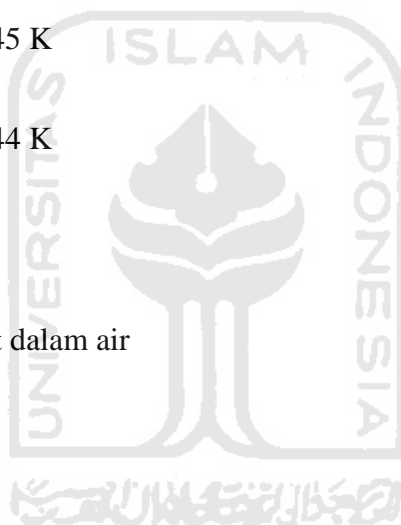
Titik beku normal : 178,45 K

Titik didih normal : 329,44 K

Specific Gravity : 0,79

Kelarutan : Larut dalam air

Kemurnian : 99 %



2.2.2 Bahan Pembantu

a. *Sodium hydroxide*

Rumus molekul : NaOH

Berat molekul : 40 g/mol

Kenampakan : Larutan NaOH 50%

Titik beku normal : 596 K

Titik didih normal : 1663,15 K

Specific Gravity : 2,13

Kelarutan : Larut dalam air

Kemurnian : 50 %

b. Asam Sulfat (Penetral)

Rumus molekul : H_2SO_4

Berat molekul : 98,08 g/mol

Kenampakan : Cairan bening

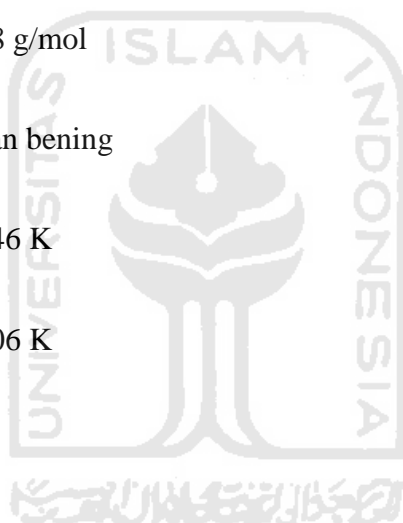
Titik beku normal : 283,46 K

Titik didih normal : 610,06 K

Specific Gravity : 1,84

Kelarutan : Larut dalam air, dan *ethyl alcohol*

Kemurnian : 90 %



2.2 Pengendalian kualitas

Kualitaas merupakan salah satu daya tarik konsumen terhadap suatu produksi. Oleh sebab itu mempertahankan mutu barang merupakan salah satu hal yang terpenting yang memerlukan perhatian khusus dari perusahaan.

Untuk mempertahankan dan menjaga mutu produk agar sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan maka perlu dilakukan :

2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku berupa *acetone* serta bahan pembantu (katalis) yaitu NaOH dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik. Uji yang dilakukan antara lain uji densitas, viskositas, volatilitas, kadar komposisi komponen, kemurnian bahan baku.

2.2.2 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan alat sistem kontrol.

2.2.2.1 Alat Sistem Kontrol

- a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *thermocouple* untuk sensor suhu.
- b. *Controller* dan Indikator, meliputi level indicator dan *control*, *temperature indicator control*, *pressure control*, *flow control*.
- c. *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan variable *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

2.2.2.2 Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
- c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas

dan dapat dipasarkan. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada maka dilakukan uji densitas, viskositas, volatilitas, kemurnian produk, dan komposisi komponen produk.



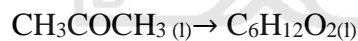
BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1. URAIAN PROSES

Proses pembuatan *diacetone alcohol* menggunakan bahan baku *acetone*. *acetone* yang disimpan di *tangki* (T-01) dalam bentuk cair pada temperatur 30 °C dan tekanan 1 atm dialirkan ke dalam reaktor, yang sebelumnya didinginkan terlebih dahulu dengan menggunakan *cooler* (CL-01) menjadi suhu 15 °C.

Reaktan diumpankan ke dalam *Reaktor* (R) yang merupakan *Continuous Stirred Tank Reactor* dengan bantuan katalis *Sodium Hidroksida* (NaOH). Reaktor beroperasi pada tekanan 1 atm dan suhu 15 °C. Konversi reaksi sebesar 11.3 %.

Reaksi utama yang terjadi di reaktor adalah sebagai berikut :



Karena reaksi bersifat eksotermis, maka pada reaktor digunakan pendingin berupa *coil* untuk mencegah reaksi melewati *range* suhu yang diinginkan. Hasil reaksi dan sisa yang keluar dari *reaktor* (R) kemudian di pompakan ke *neutralizer* (N). Pada *neutralizer* (N) kemudian ditambahkan asam sulfat (H₂SO₄), asam sulfat (H₂SO₄) yang disimpan didalam tangki (T-03) terlebih dahulu dialirkan ke *mixer* (M-02) untuk diencerkan dengan air sebelum kemudian dialirkan menuju *neutralizer* (N). Hasil reaksi dari netralizer (N) terlebih dahulu dinaikkan suhunya dari 17,9 °C menjadi 73,6 °C menggunakan *heater* (HE-01) sebagai umpan masuk *Menara Distilasi* (MD-01). *Acetone* dan air yang merupakan hasil atas menara

distilasi di *recycle* menuju ke reaktor. Sebelum arus *recycle* masuk ke dalam reaktor, terlebih dulu didinginkan dengan *cooler* (CL-03) dari suhu 60,6 °C menjadi suhu 15 °C. Hasil bawah menara distilasi dengan kondisi suhu 100,8 °C dan tekanan 1,1 atm kemudian dijadikan sebagai umpan masuk ke *menara distilasi* (MD-02).

Umpan masuk MD-02 memiliki kondisi operasi dengan suhu 102,4 °C dan tekanan 1,05 atm. Hasil atas yang berupa air dengan *acetone* dan *diacetone alcohol* dalam jumlah yang kecil dengan kondisi suhu 99,8 °C dan tekanan 1 atm dialirkan menuju ke Unit Pengolahan Limbah (UPL). Sedangkan hasil bawah menara dengan kondisi suhu 128,85 °C dan tekanan 1,1 atm dijadikan sebagai umpan masuk ke *filter press* (FP).

Umpan masuk *filter press* (FP) memiliki kondisi operasi dengan suhu 128,85 °C dan tekanan 3 atm. Hasil penyaringan dari *filter press* (FP) akan menghasilkan *cake* dan filtrat, *cake* akan dibawa ke Unit Pengolahan Limbah dan filtrat yang merupakan produk yang diinginkan yaitu *diacetone alcohol* dengan kondisi suhu 128,85 °C dan tekanan 1 atm. Produk *diacetone alcohol* kemudian didinginkan terlebih dahulu dengan *cooler* (CL-05) dari suhu 128,85 °C menjadi suhu 30 °C sebelum disimpan pada fase cair di tangki penyimpanan (T-04) pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm.

3.2. Spesifikasi Alat

3.2.1. Tangki Penyimpanan *Acetone* (T-01)

Tugas	: Menyimpan <i>acetone</i> selama 30 hari sebanyak 2157016,75 Kg
Jenis	: Tangki silinder Vertical
Fase	: Cair
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 2735,907m ³
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	: Suhu = 30°C
Spesifikasi	: Diameter = 20,293m
	: Tinggi = 10,147m
	: Tebal Shell = 0,486 in
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 3</i>
Harga	: \$ 74.518

3.2.2. Tangki Penyimpanan *Sodium Hidroksida* (T-02)

Tugas	: Menyimpan <i>sodium hidroksida</i> sebanyak 73974,30 Kg untuk keperluan 30 hari
Jenis	: Tangki silinder Vertical
Fase	: Cair
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 47.528m ³

3.2.4. Tangki Penyimpanan Diacetone Alcohol (T-04)

Tugas	: Menyimpan produk diacetone alcoh selama 30 hari sebanyak 1818181,75 Kg
Jenis	: Tangki silinder Vertical
Fase	: Cair
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 1944,676m ³
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm : Suhu = 30°C
Spesifikasi	: Diameter = 18,111 m : Tinggi = 9,055 m : Tebal Shell = 0,428 in
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 3</i>
Harga	: \$ 72.682

3.2.5. Reaktor (R)

Tugas	: Tempat terjadinya reaksi acetone menjadi diacetone alcohol sebanyak 5075,8843 kg/jam
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Fase	: Cair
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm : Suhu = 17,9 °C
Spesifikasi	: Diameter = 2,47 m

Tinggi = 3,71 m

Tebal Shell = 3/16 in

Tebal Head = 3/16 in

Luas Pindahkan Panas :

A = 141,69 sqft

Coil (Lilitan) :

Diamter Coil = 3,57 ft

Luas perpindahan panas per coil = 6,08 sqft

Jumlah Coil = 23 Lilitan

Tinggi lilitan Coil = 1,41 m

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3*

Harga : \$ 83.221

3.2.6. Netralizer (N)

Tugas : Menetralkan NaOH yang keluar dari reaktor dengan H₂SO₄
10 % sebanyak 27846,2360 kg/jam

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Fase : Cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 17,9 °C

Spesifikasi : Diameter = 2,47 m
 Tinggi = 3,71 m
 Tebal Shell = 3/16 in
 Tebal Head = 3/16 in

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3*

Harga : \$ 40.794

3.2.7. Menara Distilasi (MD 1)

Tugas : Memisahkan acetone sebagai produk atas dari hasil keluar netralizer sebanyak 28450,3613kg/jam

Jenis Plate : *Sieve Tray*

Kondisi Operasi : - Puncak Menara : Tekanan = 1,00 atm
 Suhu = 60,58 °C

- Umpan : Tekanan = 1,02 atm
 Suhu = 72,86 °C

- Dasar Menara : Tekanan = 1,05 atm
 Suhu = 101,08 °C

Spesifikasi : Diameter =
 Diameter Puncak = 2,187 m
 Diameter Dasar = 2,210 m

Tinggi = 12,448 m

Tebal Shell = 3/16 in

Tebal Head = 3/16 in

Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3*

Harga : \$ 410,120

3.2.8. Menara Distilasi (MD 2)

Tugas : Memisahkan air dan acetone sebagai produk atas dari hasil keluar MD 2 sebanyak 5918,8147 kg/jam

Jenis Plate : *Sieve Tray*

Kondisi Operasi : - Puncak Menara : Tekanan = 1,00 atm

Suhu = 99,74 °C

- Umpan : Tekanan = 1,05 atm

Suhu = 101,08°C

- Dasar Menara : Tekanan = 1,1 atm

Suhu = 128,85°C

Spesifikasi : Diameter =

Diameter Puncak = 2,25 m

Diameter Dasar = 4,01 m

Tinggi = 19,61m

Tebal Shell = 3/16 in

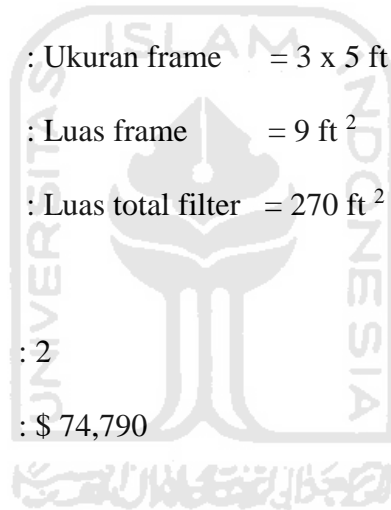
Tebal Head = 3/16 in

Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3*

Harga : \$ 4,555,377

3.2.9. Filter Press (FP)

Tugas	:Menyaring padatan yang keluar dari hasil bawah MD-02 sebanyak 2612,79 kg/jam
Jenis Plate	: <i>plate & frame filter press</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan umpan = 3 atm : Tekanan keluar = 1 atm : suhu = 128,85 °C
Spesifikasi filter	: Jumlah frame = 30 frame : Ukuran frame = 3 x 5 ft : Luas frame = 9 ft ² : Luas total filter = 270 ft ²
Jumlah	: 2
Harga	: \$ 74,790



3.2.10. Condensor (CD 1)

Tugas	: Mengembunkan fluida sebanyak 15851,5830 kg/jam dari hasil atas menara distilasi (MD 1)
Jenis	: <i>Shell and Tube</i>
Beban Panas	: 3665906.50 Kcal / jam
Luas transfer panas	: 357062 ft ²
Panjang	: 16 ft

Shell Side

- Fluida panas : Hasil atas MD 1

Ukuran :

- ID : 39,00 in

- Baffle space : 46,8

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : Air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 1024

- OD; BWG : 0,75 in; 16

- ID : 0,62 in

- Pass : 2

Rd min : 0,002

Rd Terhitung : 0,0034

Catatan : Condensor memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : *Stainless Steel*

Harga : \$ 73.702

3.2.11. Reboiler (RB 1)

Tugas : Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi (MD 1)
sebanyak 8531,6045 kg/jam

Jenis : *Kettle Reboiler*

Beban Panas : 3665906,500 Kcal / jam

Luas transfer panas : 1195,48 sqft

Panjang : 16 ft

Shell Side

- Fluida panas : Steam

Ukuran :

- ID : 25 in

- Baffle space : 30 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : Hasil bawah MD 1

Ukuran :

- Jumlah Tube : 394

-OD; BWG : 0,75 in; 16

- ID : 0,62 in

- Pass : 2

Rd min : 0,0015

Rd Terhitung : 0,003339

Catatan : Reboiler memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 74,790

3.2.12. Accumulator (ACC 1)

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi menara distilasi (MD 1) sebanyak 28845,518 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3*

Spesifikasi :

- Diameter = 2,00 m

- Panjang = 4,00 m

- Tebal Shell = 3/16 in

- Tebal Head = 3/16 in

Harga : \$ 36,035

3.2.13. Condensor (CD 2)

Tugas : Mengembunkan fluida sebanyak 8531,6035 kg/jam dari hasil atas menara distilasi (MD 2)

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 6407477,50 Kcal / jam

Luas transfer panas : 1989,18 ft²

Panjang : 20 ft

Shell Side

- Fluida panas : Hasil atas MD 1

Ukuran :

- ID : 29,00 in

- Baffle space : 30,00 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : Air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 526

- OD; BWG : 0,75 in; 16

- ID : 0,62 in

- Pass : 2

Rd min : 0,002

Rd Terhitung : 0,00455

Catatan : Condensor memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : *Stainless Steel*

Harga : \$ 65,271

3.2.14. Reboiler (RB 2)

Tugas : Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi (MD 2)
sebanyak 2612,7888 kg/jam

Jenis : *Kettle Reboiler*

Beban Panas : 6412430,000 Kcal / jam

Luas transfer panas : 3659,95 ft²

Panjang : 20 ft

Shell Side

- Fluida panas : Steam

Ukuran :

- ID : 39 in

- Baffle space : 46,8 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : Hasil bawah MD 2

Ukuran :

- Jumlah Tube : 1024

-OD; BWG : 0,75 in; 16

- ID : 0,62 in

- Pass : 2

Rd min : 0,0015

Rd Terhitung : 0,00189

Catatan : Reboiler memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : *Stainless Steel*

Harga : \$ 75.810

3.2.15. Accumulator (ACC 2)

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi menara distilasi (MD 2) sebanyak 5918,8149 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3*

Spesifikasi :

- Diameter = 1,35 m

- Panjang = 2,71 m

- Tebal Shell = 3/16 in

- Tebal Head = 3/16 in

Harga : \$ 27.060

3.2.16. Mixer (M-01)

Tugas : Melarutkan NaOH dengan pelarut air sebagai umpan Mixer dengan kecepatan umpan NaOH = 98,632 Kg/j dan kecepatan umpan H₂O sebesar = 4832,991 Kg/jam

Jenis : Mixer alir tangki berpengaduk

Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3*

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm

: Suhu : 30 °C

Spesifikasi :

- Diameter = 1,66 m

- Panjang = 2,49 m

- Tebal Shell = 3/16 in

- Tebal Head = 3/16 in

Harga : \$ 61.192

3.2.17. Mixer (M-02)

Tugas : Melarutkan H_2SO_4 dengan pelarut air sebagai umpan Mixer dengan kecepatan umpan H_2SO_4 = 61,645 Kg/j dan kecepatan umpan H_2O sebesar = 542,479 Kg/jam

Jenis : Mixer alir tangki berpengaduk

Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3*

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm

: Suhu : 30 °C

Spesifikasi :

- Diameter = 1,02 m

- Panjang = 1,54 m

- Tebal Shell = 3/16 in

- Tebal Head = 3/16 in

Harga : \$ 25.836

3.2.18. Heat Exchanger 01 (HE-01)

Tugas : Memanaskan fluida sebanyak 28450,361 kg/jam dari
Netralizer menuju MD 1

Jenis : *shell and tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 3932359,00 Kcal / jam

Luas transfer panas: 268,99 ft²

Panjang : 18 ft

Shell Side

- Fluida Panas : Steam

Ukuran :

- ID : 12,00 in

- Baffle space : 48,00 in

- Pass : 1

Tube side

- Fluida dingin : Umpan MD-01

Ukuran :

- Jumlah tube : 76

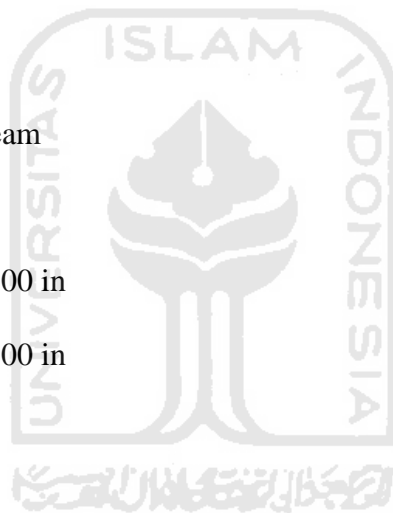
- OD : 0,75 in

- ID : 0,62 in

- Pass : 2

Rd min : 0,002

Rd Terhitung : 0,00445



Catatan : HE-01 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$
 Bahan : *Stainlees Steel*
 Harga : \$ 9,723

3.2.19. Heat Exchanger 02 (CL-01)

Tugas : Mendinginkan fluida sebanyak 2995,856 kg/jam dari Tangki-01 menuju Mixer-01

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Beban Panas : 93466,2969 Kcal / jam

Luas transfer panas: 54,23 sqft

Panjang : 12,00 ft

Inner pipe Side

- Fluida Dingin : NH_3

Ukuran :

- OD : 1,90 in

- ID : 1,61 in

- Baffle space : 3,45

- Panjang : 16 ft

Anulus pipe side

- Fluida Panas : CH_3COCH_3

Ukuran :

- OD : 2,38 in

- ID : 2,08 in

- Panjang	: 12 ft
Rd min	: 0,0020
Rd Terhitung	: 0,00250
Catatan	: HE-02 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$
Bahan	: <i>Stainlees Steel</i>
Harga	:\$ 6.663

3.2.20. Heat Exchanger 03 (CL-02)

Tugas	: Mendinginkan fluida sebanyak 4931,624 kg/jam dari keluaran Mixer-01 menuju Reaktor
Jenis	: <i>Double pipe heat exchanger</i>
Beban Panas	: 292983,6875 Kcal / jam
Luas transfer panas:	170,00 ft ²
Panjang	: 16 ft
Jumlah hairpin	: 6

Inner pipe side

- Fluida Panas : Hasil Mixer-01

Ukuran :

- OD : 2.66 in

- ID : 2.35 in

- Panjang : 16 ft

Tube side

- Fluida Dingin : NH₃

Ukuran :	
- OD	: 3,50 in
- ID	: 3,07 in
- Panjang	: 16 ft
Rd min	: 0,002
Rd Terhitung	: 0,00216
Catatan	: HE-03 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Harga	:\$ 8.635

3.2.21. Heat Exchanger 04 (CL-03)

Tugas	: Mendinginkan fluida sebanyak 19918,756 kg/jam dari Hasil Atas MD 1 menuju reaktor
Jenis	: <i>Shell and tube heat excanger</i>
Beban Panas	: 1977110,75 Kcal / jam
Luas transfer panas:	833,56 ft ²
Panjang	: 8 ft
Jumlah harpin	: 1

Shell Side

- Fluida Panas : Hasil atas MD-01

Ukuran :

- OD : 1,32 in
- ID : 21,25 in
- Baffle space : 4,25 in
- Panjang : 8 ft

Tube side

- Fluida Dingin : NH₃

Ukuran :

- OD : 0,75 in
- ID : 0,62 in
- Panjang : 16 ft
- pass : 2

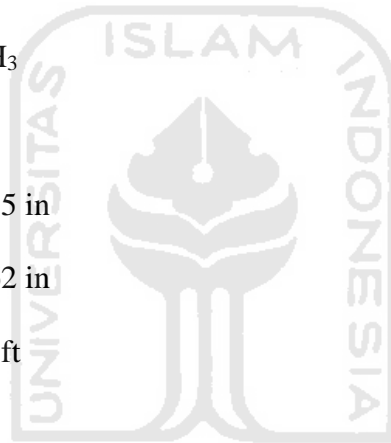
Rd min : 0,002

Rd Terhitung : 0,00278

Catatan : HE-04 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 61.804



3.2.22. Heat Exchanger 05 (CL-04)

Tugas : Mendinginkan fluida sebanyak 5918,815 kg/jam dari Hasil
atas MD 2 menuju Unit Pengolahan Limbah (UPL)

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Beban Panas : 368285 Kcal / jam

Luas transfer panas: 482,54 ft²

Panjang : 16 ft

Shell Side

- Fluida panas : Hasil Filter Press-01

Ukuran :

- ID : 17,25 in

- Baffle space : 4,31 in

- Pass : 2

Tube Side

- Fluida Dingin : Air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 154

- OD : 0,75 in

- ID : 0,48 in

- Pass : 4

Rd min : 0,0020

Rd Terhitung : 0,00449

Catatan : HE-05 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : *Stainless Steel*

Harga : \$ 53.033

3.2.23. Heat Exchanger 06 (CL-05)

Tugas : Mendinginkan fluida sebanyak 2525,252 kg/jam dari Hasil filter press menuju Tangki penyimpanan (T-04)

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Beban Panas : 154055,781 Kcal / jam

Luas transfer panas: 36,996 sqft

Panjang : 16 ft

Jumlah hairpin : 2

Inner pipe Side

- Fluida panas : Hasil Filter Press

Ukuran :

- OD : 2,50 in

- ID : 2,88 in

- Panjang : 16 ft

Anulus pipe side

- Fluida Panas : Air

Ukuran :

- OD : 4,50 in

- ID : 4,05 in

- Panjang : 16 ft

Rd min	: 0,0020
Rd Terhitung	: 0,00406
Catatan	: HE-06 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$
Bahan	: <i>Stainlees Steel</i>
Harga	:\$ 6.459

3.2.24. Pompa 01 (P – 01)

Tugas	: Mengalirkan Acetone dari Mobil tangki menuju Tangki penyimpanan (T - 01) dengan kecepatan 2995,856 kg/j
Type	: Pompa Centrifugal
Pemilihan Pipa	: IPS = 2,0 Sch No = 40 OD = 2,380 in ID = 2,067 in
Kapasitas Pompa	: 105,775 gpm
Head Pompa	: Friction Head = 4,46 m Pressure Head = -2,00 m Velocity Head = 0,00 m Static Head = 11,00 m
Putaran Pompa	:

Kecepatan Putaran = 1750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 1,50 Hp

Harga : \$ 3.943

3.2.25. Pompa 02 (P – 02)

Tugas : Mengalirkan NaOH 50% dari Mobil tangki menuju Tangki penyimpanan (T - 02) dengan kecepatan 98,6324 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 2,0

Sch No = 40

OD = 2,380 in

ID = 2,067 in

Kapasitas Pompa : 105,775 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 4,11 m

Pressure Head = -2,00 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 4,00 m

Putaran Pompa :
 Kecepatan Putaran = 1750 rpm
 Efisiensi Motor = 0,88
 Motor Standard = 1,50 Hp
 Harga : \$ 3.943

3.2.26. Pompa 03 (P – 03)

Tugas : Mengalirkan H_2SO_4 dari tangki menuju Tangki penyimpanan (T – 03) dengan kecepatan 61,6453 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 2,0

Sch No = 40

OD = 2,380 in

ID = 2,067 in

Kapasitas Pompa : 105,775 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 4,03 m

Pressure Head = -2,00 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 4,00 m

Putaran Pompa :
 Kecepatan Putaran = 1750 rpm
 Efisiensi Motor = 0,88
 Motor Standard = 1,50 Hp
 Harga : \$ 3.943

3.2.27. Pompa 04 (P – 04)

Tugas : Mengalirkan Acetone dari tangki (T-01) menuju Reaktor
 dengan kecepatan 2995,856 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 0,8

Sch No = 40

OD = 1,050 in

ID = 0,824 in

Kapasitas Pompa : 16,730 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 21,81 m

Pressure Head = -1,00 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 1,45 m

Putaran Pompa :
 Kecepatan Putaran = 1750 rpm
 Efisiensi Motor = 0,88
 Motor Standard = 0,5 Hp
 Harga : \$ 2.176

3.2.28. Pompa 05 (P – 05)

Tugas : Mengalirkan NaOH 50% dari Tangki (T-02) menuju Mixer (M-01) dengan kecepatan 98,6324 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 0,5

Sch No = 40

OD = 0,840 in

ID = 0,622 in

Kapasitas Pompa : 0,277 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 0,04 m

Pressure Head = -2,00 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 2,00 m

Putaran Pompa :
 Kecepatan Putaran = 1750 rpm
 Efisiensi Motor = 0,88
 Motor Standard = 3,00 Hp
 Harga : \$ 1.904

3.2.29. Pompa 06 (P – 06)

Tugas : Mengalirkan NaOH 1% dari Mixer menuju Reaktor (R-01) dengan kecepatan 4931,624 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 1,0

Sch No = 40

OD = 1,320 in

ID = 1,049 in

Kapasitas Pompa : 20,918 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 10,26 m

Pressure Head = -2,00 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 3,00 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran = 1750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 0,50 Hp

Harga : \$ 2.312

3.2.30. Pompa 07 (P – 07)

Tugas : Mengalirkan hasil reaksi Reaktor (R-01) menuju
Netralizer (N-01) dengan kecepatan 27846,24 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 2,00

Sch No = 40

OD = 2,380 in

ID = 2,067 in

Kapasitas Pompa : 144,880 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 15,74 m

Pressure Head = -3,00 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 3,00 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran = 1750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 3,00 Hp

Harga : \$ 4.283

3.2.31. Pompa 08 (P – 08)

Tugas : Mengalirkan H_2SO_4 98 % dari Tangki (T-03) menuju Mixer (M-02) dengan kecepatan 61,6453 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 1,00

Sch No = 40

OD = 1,320 in

ID = 1,049 in

Kapasitas Pompa : 0,150 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 0,00 m

Pressure Head = -1,00 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 1,45 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran = 1750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 3,00 Hp

Harga : \$ 1.768

3.2.32. Pompa 09 (P – 09)

Tugas : Mengalirkan H_2SO_4 10 % dari Mixer (M-02) menuju
Netralizer (N-01) dengan kecepatan 604,1239 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 0,5

Sch No = 40

OD = 0,840 in

ID = 0,622 in

Kapasitas Pompa : 2,402 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 2,11 m

Pressure Head = -1,00 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 3,00 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran = 1750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 0,50 Hp

Harga : \$ 2.026

3.2.33. Pompa 10 (P – 10)

Tugas : Mengalirkan hasil netralisasi dari Netralizer (N-01) menuju Menara Distilasi (MD-01) dengan kecepatan 28450,36 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 2,0

Sch No = 40

OD = 2,380 in

ID = 2,067 in

Kapasitas Pompa : 146,796 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 16,12 m

Pressure Head = -1,79 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 7,00 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran = 1750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 5,00 Hp

Harga : \$ 4.358

3.2.34. Pompa 11 (P – 11)

Tugas : Mengalirkan hasil atas Menara Distilasi I dari Accumulator (AC-01) menuju Reaktor (R-01) dengan kecepatan 28845,52 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 2,5

Sch No = 40

OD = 2,880 in

ID = 2,469 in

Kapasitas Pompa : 161,087 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 12,45 m

Pressure Head = -1,00 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 1,45 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran = 1750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 3,00 Hp

Harga : \$ 4.691

3.2.35. Pompa 12 (P – 12)

Tugas : Mengalirkan hasil bawah Menara Distilasi I dari Reboiler (RB-01) menuju umpan Menara Distilasi II (MD-02) dengan kecepatan 8531,604 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 1,0

Sch No = 40

OD = 1,320 in

ID = 1,049 in

Kapasitas Pompa : 37,382 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 30,68 m

Pressure Head = -3,03m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 9,00 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran = 1750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 3,00 Hp

Harga : \$ 2.856

3.2.36. Pompa 13 (P – 13)

Tugas : Mengalirkan hasil atas Menara Distilasi II dari Accumulator (AC-02) menuju UPL dan Reflux dengan kecepatan 11527,63 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 1,5

Sch No = 40

OD = 1,900 in

ID = 1,610 in

Kapasitas Pompa : 50,265 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 10,51 m

Pressure Head = -1,00 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 1,45 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran = 1750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 1,00 Hp

Harga : \$ 3.345

3.2.37. Pompa 14 (P – 14)

Tugas : Mengalirkan hasil bawah Menara Distilasi II dari Reboiler (RB-02) menuju umpan Filter Press (FP-01) dengan 2612,789 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 0,5

Sch No = 40

OD = 0,840 in

ID = 0,622 in

Kapasitas Pompa : 11,577 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 71,98 m

Pressure Head = 17,75 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 2,00 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran = 1750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 2,00 Hp

Harga : \$ 2.040

3.2.38. Pompa 15 (P – 15)

Tugas : Mengalirkan produk dari filter press menuju Tangki (T-04) dengan kecepatan 2525,252 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 0,5

Sch No = 40

OD = 0,840 in

ID = 0,622 in

Kapasitas Pompa : 11,946 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 44,03 m

Pressure Head = -2,00 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 9,00 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran = 1750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 0,75 Hp

Harga : \$ 2.040

3.2.39. Pompa 16 (P – 16)

Tugas : Mengalirkan produk dari tangki penyimpanan menuju mobil tangki konsumen dengan kecepatan 2525,252 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 2,0

Sch No = 40

OD = 2,380 in

ID = 2,067 in

Kapasitas Pompa : 105,775 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 4,37 m

Pressure Head = -4,00 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 4,00 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran = 1750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 0,75 Hp

Harga : \$ 3.943

3.3. Perencanaan Produksi

3.3.1. Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku acetone diperoleh dari pabrik Taizhou Ruibai Chemical Co., Ltd. di Taizhou City, China.

Tabel 3.1 Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)	Rerata ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Acetone Kebutuhan = 2995,8565 kg/jam	25884,2002	300000

Dari tabel di atas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku acetone dapat memenuhi kebutuhan pabrik, atau dengan kata lain ketersediaan bahan baku aman untuk proses produksi.

3.3.2. 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

Ketepatan pemilihan lokasi suatu pabrik harus direncanakan dengan baik dan tepat. Kemudahan dalam pengoperasian pabrik dan perencanaan di masa depan merupakan faktor – faktor yang perlu mendapat perhatian dalam penetapan lokasi suatu pabrik. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan distribusi dari produk yang dihasilkan. Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, disamping beberapa faktor lain yang mesti dipertimbangkan misalnya pengadaan bahan baku, utilitas, dan lain – lain. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pabrik.

Berdasarkan pertimbangan diatas, maka ditentukan rencana pendirian pabrik *diacetone alcohol* ini berlokasi di daerah Cilegon, Banten. Faktor – faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik adalah sebagai berikut :

4.1.1. Penyediaan Bahan Baku

Sumber bahan baku merupakan salah satu faktor penting yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik. Untuk menekan biaya penyediaan bahan baku impor, maka pabrik *diacetone alcohol* didirikan di cilegon karena memiliki salah satu pelabuhan yang besar. Bahan baku (*Actone*) langsung diimpor dari China. Salah satu produk Thaizo Ruiban Chemical Co.,Ltd. yaitu acetone dengan kapasitas 300.000 ton/tahun

4.1.2. Pemasaran Produk

Daerah Cilegon adalah daerah industri kimia yang besar dan terus berkembang dengan pesat. Hal ini menjadikan Cilegon sebagai pasar yang baik bagi diacetone alcohol. Untuk pemasaran hasil produksi dapat dilakukan melalui jalan laut. *Diacetone alcohol* yang dihasilkan dapat dipasarkan untuk industri-industri tekstil dan cat yang juga berada di Cilegon, Banten. Disamping itu, dekatnya lokasi pabrik dengan pelabuhan laut Banten akan mempermudah pemasaran produk.

4.1.3. Utilitas

Penyediaan air untuk utilitas mudah dan murah karena kawasan ini dekat dengan sungai dan laut. Sarana yang lain seperti bahan bakar dan listrik dapat diperoleh dengan mudah karena dekat dengan Pertamina dan PLTU

4.1.4. Transportasi

Sarana transportasi untuk keperluan pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk dapat ditempuh melalui jalur darat maupun laut. Pelabuhan dapat dijadikan tempat berlabuh untuk kapal yang mengangkut bahan baku maupun produk. Dengan tersedianya sarana baik darat maupun laut maka diharapkan kelancaran kegiatan proses produksi, serta kelancaran pemasaran baik pemasaran domestik maupun internasional.

4.1.5. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan pada pabrik ini meliputi tenaga kerja terdidik, terampil maupun tenaga kasar. Tenaga kerja tersebut dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik dan luar daerah.

4.1.6. Keadaan Iklim

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik. Seperti daerah lain di Indonesia yang beriklim tropis dengan temperatur udara berkisar 20 – 30 °C. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor maupun banjir besar jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

4.1.7. Faktor Penunjang Lain

Cilegon merupakan daerah kawasan industri yang telah ditetapkan oleh pemerintah, sehingga faktor-faktor seperti: tersedianya energi listrik, bahan bakar, air, iklim dan karakter tempat/lingkungan bukan merupakan suatu kendala karena semua telah dipertimbangkan pada penetapan kawasan tersebut sebagai kawasan industri.

Dengan pertimbangan di atas maka dapat disimpulkan bahwa kawasan Cilegon layak dijadikan pabrik *diacetone alcohol* di Indonesia.



Gambar 4.1 *Google earth* lokasi pendirian pabrik *Diacetone Alcohol*

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

4.2.1. 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 yang dijual.

4.2.2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

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

4.2.3. Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

4.2.4. Daerah Utilitas dan *Power Station*

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan. Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Lokasi	Luas, m ²
Pos Penjagaan	270
Area Parkir	599,76
Kantor dan Labor	465,5
Gedung Pertemuan	627,2
Tempat Ibadah	88,2
Kantin dan Koprasi Karyawan	73,5
Poliklinik	73,5
Gudang	73,5
Bengkel	110,25
Area Tangki 1	367,5
Area Tangki 4	367,5

Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Lokasi	Luas, m ²
Area Proses Produksi	164,64
Area Utilitas	164,64

4.3. Tata Letak Alat Proses

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

4.3.1. 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.

4.3.2. 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.

4.3.3. Pencahayaan

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

4.3.4. 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.

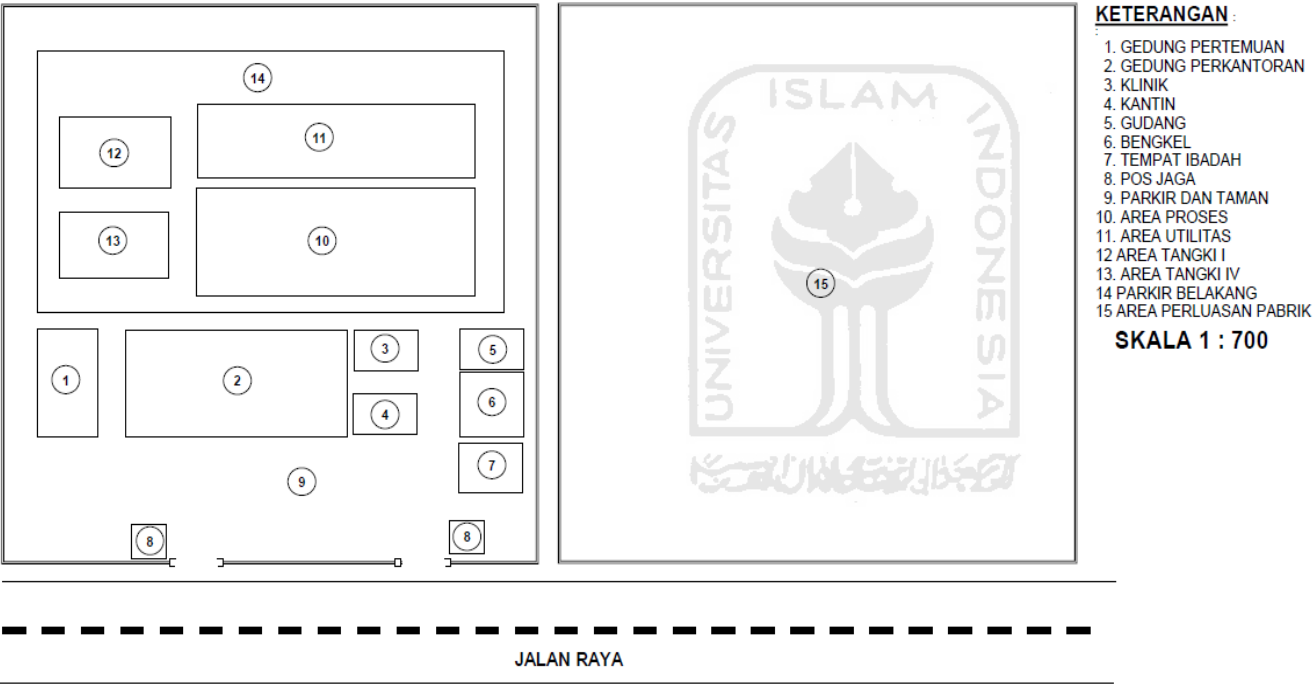
4.3.5. Pertimbangan Ekonomi

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.

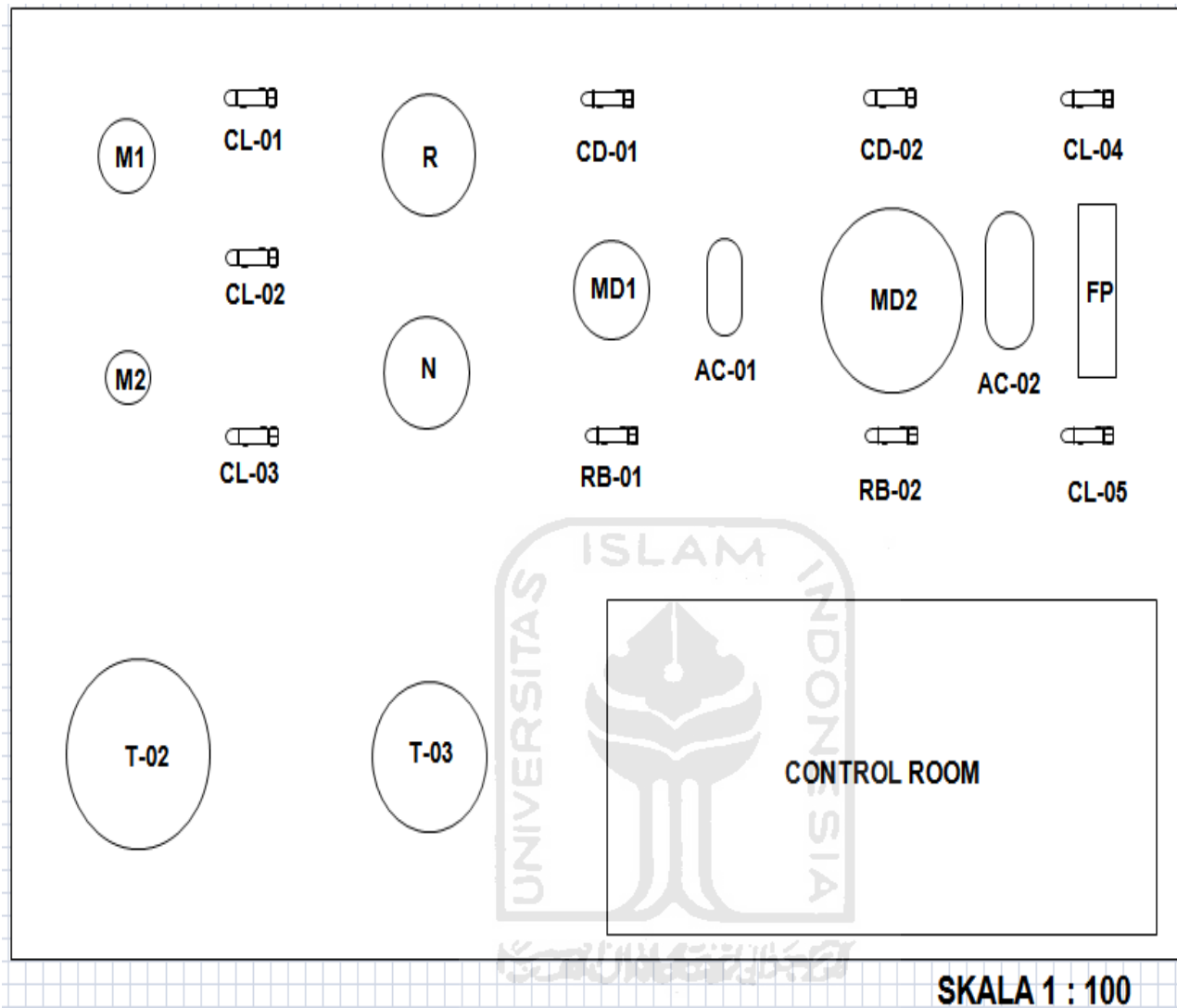
4.3.6. Jarak Antar Alat Proses

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.

LAY OUT PABRIK DIASETON ALKOHOL



Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik



Gambar 4.2Tata Letak Alat Proses Pabrik

4.4. Alir Proses dan Material

4.4.1. Neraca Massa

4.4.1.1. Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
CH ₃ COCH ₃	2.965,8979	402,4402
NaOH	49,3162	0
H ₂ SO ₄	60,4124	0
H ₂ O	5.455,9771	5.478,1692
C ₆ H ₁₂ O ₂	0	2.563,4577
Na ₂ SO ₄	0	87,5363
TOTAL	8.531,6034	8.531,6034

4.4.1.2. Neraca Massa per Alat

4.4.1.2.1 Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (R)

Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
CH ₃ COCH ₃	2.965,8979	20.122,0090
H ₂ SO ₄	60,4124	5.111,4531
NaOH	49,3162	2.563,4577
H ₂ O	5.455,9771	49,3162
TOTAL	27.846.2360	27.846,2360

4.4.1.2.2 Netralizer (N)

Tabel 4.4 Neraca Massa Netralizer

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
CH ₃ COCH ₃	20.122,0090	20.122,0090
H ₂ O	5.111,4531	5.677,3569
C ₆ H ₁₂ O ₂	2.563,4577	2.563,4577
H ₂ SO ₄	60,4124	0
NaOH	49,3162	0
Na ₂ SO ₄	0	87,5363
TOTAL	28.450,3599	28.450,3599

4.4.1.2.3 Menara Distilasi 1 (MD 1)

Tabel 4.5 Neraca Massa Menara Distilasi 1

Komposisi	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Hasil atas	Hasil bawah
CH ₃ COCH ₃	20.122,0090	1.9719,5688	402,4402
H ₂ O	5.677,3569	199.1876	5.478,1693
C ₆ H ₁₂ O ₂	2.563,4577	0	2.563,4577
Na ₂ SO ₄	87.5363	0	87,5363
TOTAL	28.450,3599	28.450,3599	

4.4.1.2.4 Menara Distilasi 2 (MD 2)

Tabel 4.6 Neraca Massa Menara Distilasi 2

Komposisi	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Hasil atas	Hasil bawah
CH ₃ COCH ₃	402,4402	402,4402	0
H ₂ O	5.478,1693	5.465,1053	13,0693
C ₆ H ₁₂ O ₂	2.563,4577	51,2692	2512,1886
Na ₂ SO ₄	87,5363	0	87,5363
TOTAL	8.531,6035	8.531,6035	

4.4.1.2.5 Filter Press

Tabel 4.7 Neraca Massa Filter Press

Komposisi	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Komposisi cake	Komposisi filtrat produk akhir
H ₂ O	13,0639	0,0045	13,0594
C ₆ H ₁₂ O ₂	2.512,1886	0,8708	2.511,3177
Na ₂ SO ₄	87,5363	86,6609	0,8754
TOTAL	2.612,7888	2.612,7888	

4.4.2. Neraca Panas

Suhu referensi = 25°C

4.4.2.1. Reaktor

Tabel 4.8 Neraca Panas Reaktor

Komponen	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
CH ₃ COCH ₃	- 117.787,995	- 104.477,961
H ₂ O	- 51.177,373	- 51.177,367
NaOH	- 255,791	- 255,791
C ₆ H ₁₂ O ₂	0	- 12.199,524
Panas Reaksi	581.985,438	
Panas yang di ambil		580.874,938
Total	412764,314	412764,313

4.4.2.2. Netralizer

Tabel 4.9 Neraca Panas Netralizer

Komponen	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
CH ₃ COCH ₃	-104.477,961	-74.194,547
NaOH	-255,791	0
C ₆ H ₁₂ O ₂	-12.199,524	-8.657,574
H ₂ O	-48.461,953	-40.268,027
Na ₂ SO ₄	102,512	0
Na ₂ SO ₄		-237,291
Panas Reaksi	41.935,38	

Tabel 4.9 Lanjutan neraca Panas Netralizer

Komponen	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
Panas yang di ambil		
Total	-123.357,357	-123.357,438

4.4.2.3. Menara Distilasi 1 (MD 1)**Tabel 4.10** Neraca Panas Menara Distilasi 1

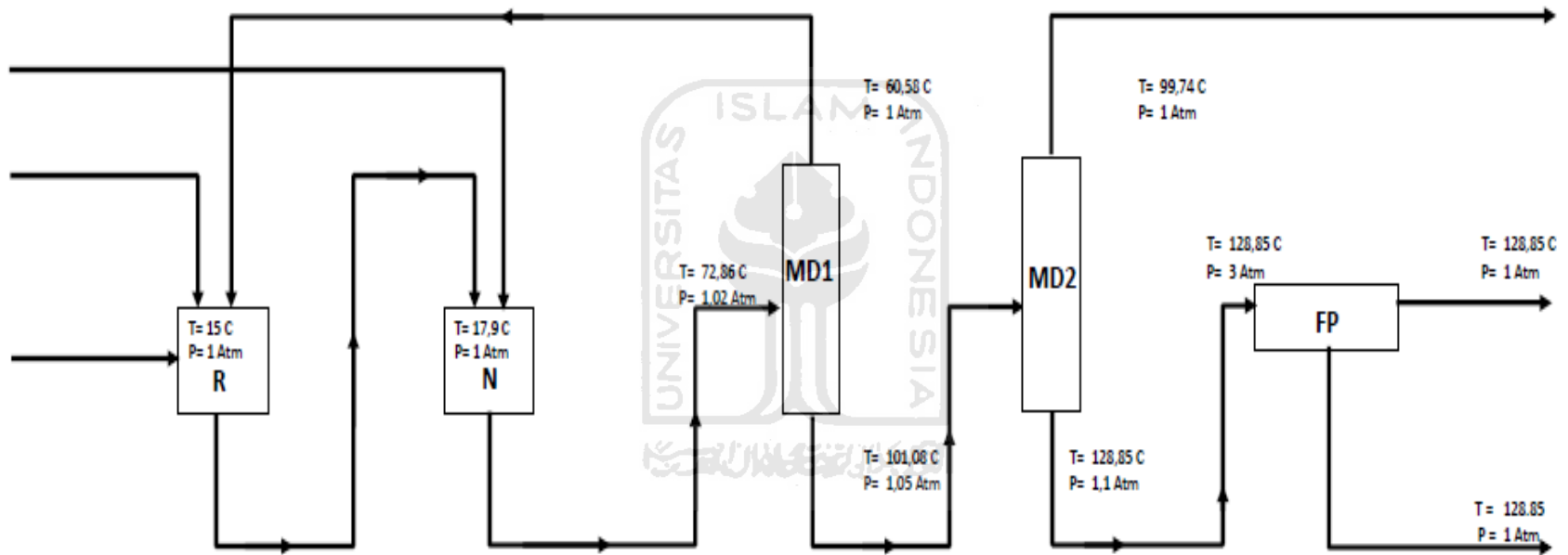
Komponen	Masuk	Keluar	
		Destilat	Bottom
	H, kJ/jam	H, kJ/jam	H, kJ/jam
CH ₃ COCH ₃	522.108,719	376.546,250	17.025,139
H ₂ O	270.397,844	7.056,070	414.915,938
C ₆ H ₁₂ O ₂	59.903,410	0	96.511,703
Na ₂ SO ₄	1.597,222	0	2.534,672
Panas yang keluar	0	3.665.906,50	
Panas yang di ambil	0	- 3.726.489,000	
Total	854.007,195	854.007,272	

4.4.2.4. Menara Distilasi 2 (MD 2)

Tabel 4.11 Neraca Panas Menara Distilasi 2

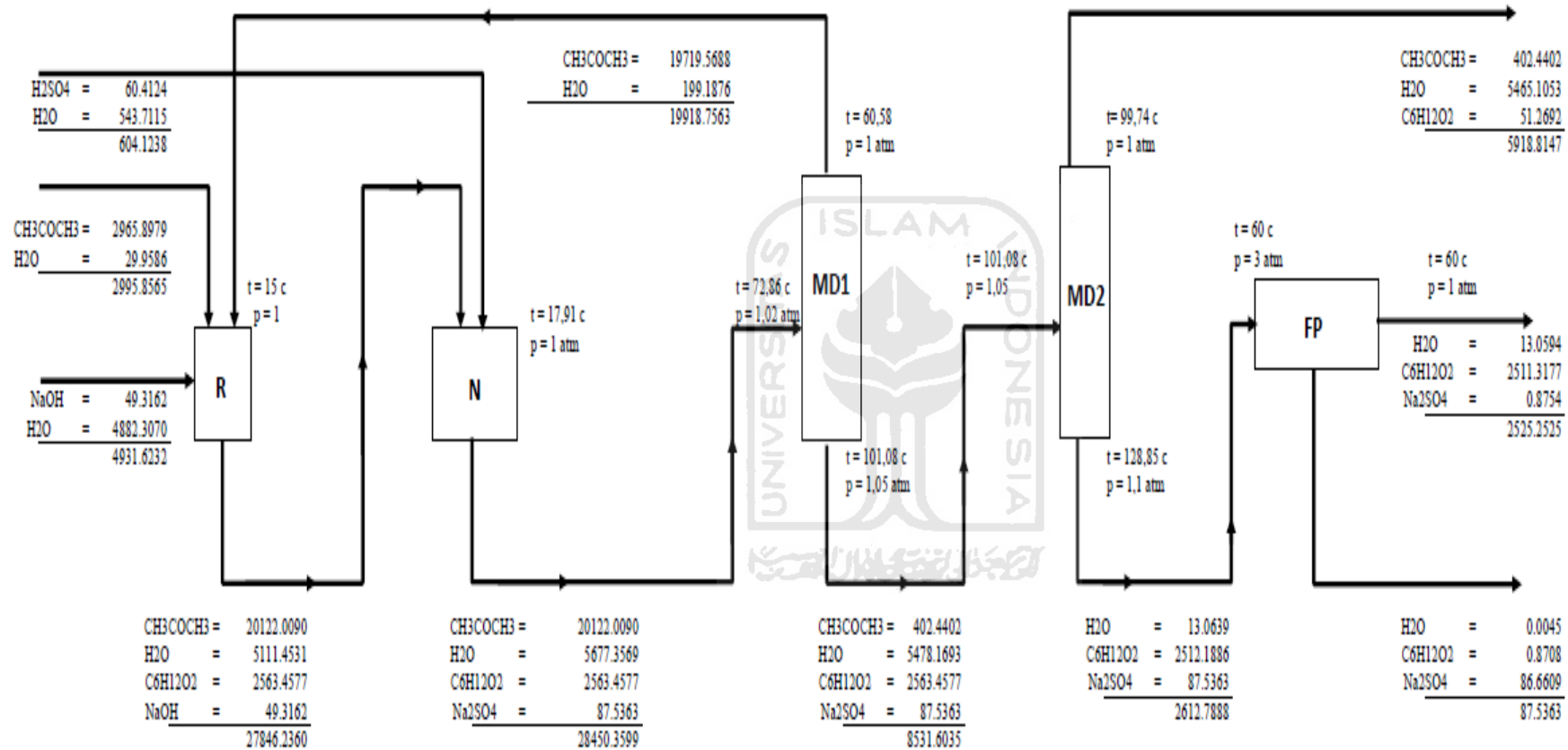
Komponen	Masuk	Keluar	
		Destilat	Bottom
	H, kJ/jam	H, kJ/jam	H, kJ/jam
CH ₃ COCH ₃	2726,426	2746,354	0
H ₂ O	301562,875	296231,344	934,033
C ₆ H ₁₂ O ₂	45126,141	891,819	52649,070
Na ₂ SO ₄	2527,924	0	3443,322
Panas yang keluar	0	6.407.477,50	
Panas yang di ambil	0	- 6.412.430	
Total	351943,366	351943,442	

4.4.2 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif pabrik *diacetone alcohol*

4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif pabrik *diacetone alcohol*

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 penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi :

1. *Over head* 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*:

- a. Umur alat

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

b. Bahan baku

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

c. Tenaga manusia

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

4.6. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

4.6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

4.6.1.1 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik diacetone alcohol, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai Cidanau. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
2. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
3. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
4. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Sungai	Jumlah Titik Lokasi Pemantauan	Nilai Status Mutu*	Metode	Kategori tercemar
Sungai Ciujung (2010)	9 lokasi	5,38 s.d 6,85	IP	(Sedang)
Sungai Cidurian (2010)	9 lokasi	5,61 s.d 7,07	IP	(Sedang)
Sungai Cidanau (2010)	4 lokasi	6,08 s.d 7,12	IP	(Sedang)

<p>Kategori Nilai Indeks Pencemaran:</p> <ul style="list-style-type: none"> ■ = memenuhi Baku Mutu: 0 s.d 1,0 ■ = Cemar Ringan: 1,1 s.d 5,0 ■ = Cemar Sedang: 5,1 s.d 10,0 ■ = Cemar Berat: > 10,1 <p>Kategori Nilai Storet:</p> <ul style="list-style-type: none"> ■ = memenuhi Baku Mutu: 0 ■ = Cemar Ringan: -1 s.d -10 ■ = Cemar Sedang: -11 s.d -30 ■ = Cemar Berat: > -31 	<p>Sumber:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Laporan Kualitas Air Dinas Sumber Daya Air dan Permukiman, 2009 2. Laporan Kualitas Air Dinas Sumber Daya Air dan Permukiman, 2010 3. Laporan Kegiatan Fasilitas Pengendalian Pencemaran Air BPLHD Jawa Barat, 2009 4. BPLHD DKI Jakarta, 2009 5. BPLHD Jawa Barat
---	--

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 temperatur pendingin.

e. Tidak terdekomposisi.

2. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

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

a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

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.

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

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

c. 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, yaitu:

a. Syarat fisika, meliputi:

1) Suhu : Di bawah suhu udara

2) Warna : Jernih

3) Rasa : Tidak berasa

4) Bau : Tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

- 1) Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- 2) Tidak mengandung bakteri.

4.6.1.2 Unit Pengolahan Air

Tahapan - tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

1. 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* diumpangkan 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 gravitasi 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.

2. 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*.

3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam - garam 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.

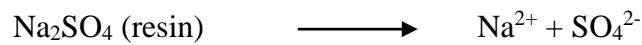
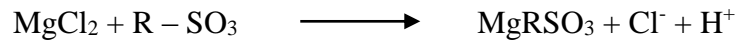
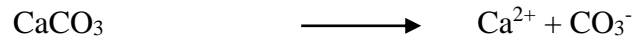
Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

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^+ .

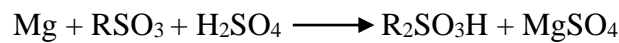
Sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi:



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

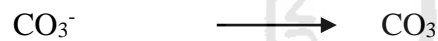
Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

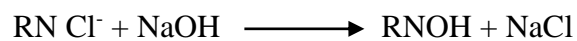
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



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

Reaksi:

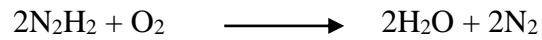


c. *Deaerasi*

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam *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 dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler (boiler feed water)*.

4.6.1.3 Kebutuhan Air

1. Kebutuhan air

Tabel 4.12 Kebutuhan air pendingin

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
HEC-04	18.414,250
HEC-05	1.941,103
CD-01	183.295,329
CD-02	320.373,875
R-02	58.087,488
TOTAL	582.112,063

Tabel 4.13 Kebutuhan air pembangkit steam

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
HEH-01	20.033,441
RB-01	7.371,668
RB-02	12.884,613
TOTAL	22.289,770

Tabel 4.14 Kebutuhan air proses

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
M-01	3.298,194
CL-02	3.268,454
CL-03	5.154,625
CD-01	88.405,531
CD-02	89.086,188
CD-03	100.123,953
TOTAL	317.451,813

2. Air untuk perkantoran dan rumah tangga

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 6 kg/jam

Jumlah karyawan + Keluarga = ± 454 orang

Tabel 4.15 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga

No.	Alat yang memerlukan	Jumlah Kebutuhan (kg/jam)
1	Konsumsi	2.724
2	Laboratorium	272
3	Bengkel	272
	Σ	3.268

Kebutuhan air total

$$= (582.112,06 + 22.289,77 + 3.268,80 + 5.375,47) \text{ kg/jam}$$

$$= 613.046,13 \text{ kg/jam}$$

2. Air yang hilang

- Jumlah air yang hilang di *Cooling Tower*:

Umpan Air pendingin	= 582.112,063 kg/jam
Umpan Udara pendingin	= 582,112.063 kg/jam
Panas Penguapan air pada suhu 50 °C	= 560 kcal / kg
kelembaban relatif	= 70 % dari fig. 49 Brown
kelembaban mutlak	= 0,0190 kg H ₂ O/ kg udara
suhu udara keluar dari <i>Cooling tower</i>	= 42,3 °C pada keadaan
dengan kelembaban mutlak	= 0,0489 kg H ₂ O/ kg udara.

Neraca panas :

$$H1 = 14.552.802,00 \text{ Kcal/j}$$

$$H2 = 6.946.197,50 \text{ Kcal/j}$$

$$H3 = 2.823.517 \text{ Kcal/j}$$

$$H4 = 18.675.486,00 \text{ Kcal/j}$$

$$(H1 + H2) = (H3 + H4)$$

$$(14.552.802,00 + 6.946.197,50) = (2.823.517 + 18.675.486,00)$$

$$21.499.000,00 = 21.499.004,00$$

$$\text{Jumlah air menguap (Mv)} = 17.408,682 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Suhu udara} = 42,260 \text{ °C}$$

$$\text{Kelembaban udara} = 0,0489 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg udara kering}$$

- Air yang hilang pada saat *blow down Cooling Tower* :

$$\text{Air yang hilang} = 0,125 \cdot 17.408,682 \text{ kg/jam (12,5 \%)}$$

$$= 2.176,09 \text{ Kg/jam}$$

- Air yang hilang pada saat *blow down Boiler* :

$$\begin{aligned}\text{Air yang hilang} &= 0,1 \cdot 22.289,682 \text{ kg/jam} (10\% \text{ Steam}) \\ &= 2.228,98 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Air make up sebelum *blowdown Clarifier*

$$\begin{aligned}&= 17.408,68 + 2.228,98 + 2.176,09 + 3.268,80 + 5.375,47 \text{ kg/jam} \\ &= 30.458,01 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Air yang hilang pada saat *blow down Clarifier* :

$$\begin{aligned}\text{Air yang hilang} &= 0,025 \times 30.458,014 \text{ kg/jam} (2,5\%) \\ &= 761,45 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Air yang hilang karena digunakan :

$$\begin{aligned}\text{Air yang hilang} &= \text{air rumah tangga} \\ &= 5.520,00 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Air yang tidak dapat di-*recycle* (air make up):

$$\begin{aligned}&= (17.408,682 + 3269 + 761,45 + 2.228,98 + 2176,09 + 5.375,47) \text{ kg/jam} \\ &= 31.219,465 \text{ kg/jam} \\ &= 31,219 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

4.6.2 Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 22.299,725 kg/jam

Jenis : *Water Tube boiler*

Jumlah : 2 buah

Kebutuhan *steam* pada pabrik *diacetone alcohol* digunakan untuk alat-alat penukar panas. Untuk memenuhi kebutuhan ini digunakan *boiler* dengan jenis *Water Tube boiler*

dengan bahan bakar *fuel oil* dilengkapi dengan *drum separator* dengan 25 % *condensat* di-*recycle*.

Tipe *water tube boiler* memiliki karakteristik untuk menghasilkan kapasitas dan tekanan *steam* yang tinggi. Dengan melalui proses pengapian terjadi diluar pipa, kemudian panas yang dihasilkan memanaskan pipa yang berisi air dan sebelumnya air tersebut dikondisikan terlebih dahulu melalui *economizer*, kemudian *steam* yang dihasilkan terlebih dahulu dikumpulkan di dalam sebuah *steam-drum*. Sampai tekanan dan temperatur sesuai, melalui tahap *secondary super heater* dan *primary superheater* baru steam dilepaskan ke pipa utama distribusi. Didalam pipa air, air yang mengalir harus dikondisikan terhadap mineral atau kandungan lainnya yang larut di dalam air tersebut.

Untuk menjalankan operasi *boiler* ini dibutuhkan bahan bakar, dengan panas yang harus diberikan sebesar 89.178.192 Btu/jam sehingga digunakan bahan bakar berjenis *fuel oil* dengan *heating value* 131.000 Btu/gal. Untuk kebutuhan bahan bakar yang akan digunakan yaitu sebesar 19.386.618 kg/tahun dan kebutuhan udara sebesar 42.592 kg/jam. Cara kerja pada bahan bakar *fuel oil* ini adalah pemanasan yang terjadi akibat pembakaran antara percampuran bahan bakar cair (*solar*, *IDO*, residu, kerosin) dengan oksigen dan sumber panas.

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

4.6.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

- | | | |
|----|---------------------------------------|--------------|
| a. | Listrik untuk keperluan alat proses | = 28,34 kWh |
| b. | Listrik untuk keperluan alat utilitas | = 143,17 kWh |
| c. | Listrik untuk keperluan lain-lain | = 74,75 kWh |

Dengan kebutuhan listrik sebesar ini dipenuhi dari PLN sebesar 250 kWh, apabila terjadi pemadaman digunakan generator cadangan berkekuatan 340 Hp dengan bahan bakar *diesel oil*. Digunakan 1 buah generator. Dianggap listrik padam 1 kali dalam satu bulan selama 3 jam, sehingga:

Efisiensi motor diesel	= 80 %
Efisiensi bahan bakar	= 70 %
Tenaga yang disediakan diesel	= 340 Hp / 0,8
	= 425 Hp

Tenaga yang disediakan bahan bakar :

$$= (425 \text{ Hp} / 0,7) \times (0,7457 \text{ Kwatt/HP}) \times (0,9478 \text{ Btu/dt} / \text{kVA})$$

$$= 429,113 \text{ Btu/dt}$$

Spesifikasi Minyak Diesel Oil:

$$\text{Heating Value} = 144 \text{ Btu/gal}$$

$$^{\circ} \text{API} = 22 - 28 ^{\circ} \text{API}$$

$$\text{Densitas} = 0,9 \text{ kg / lt}$$

$$\mu = 1,2 \text{ cp}$$

$$\text{Kebutuhan minyak diesel} = 0,002980 \text{ gal/dt}$$

Kebutuhan minyak diesel selama 1 tahun untuk generator:

$$= 0,002980 \text{ gal/dt} \times 3600 \text{ dt/jam} \times 3 \text{ jam} \times 12 \text{ bulan}$$

$$= 396,260 \text{ galon/tahun}$$

4.6.4 Pengolahan *Boiler* (BLU - 01)

Tugas nya adalah membangkitkan *steam* jenuh tekanan 138,18 psi padasuhu 325,4 °F

sebanyak 57.526,117 kg/j

Jenis : *Water Tube Boiler*

Kebutuhan Bahan Bakar : 2.447,81 kg/jam

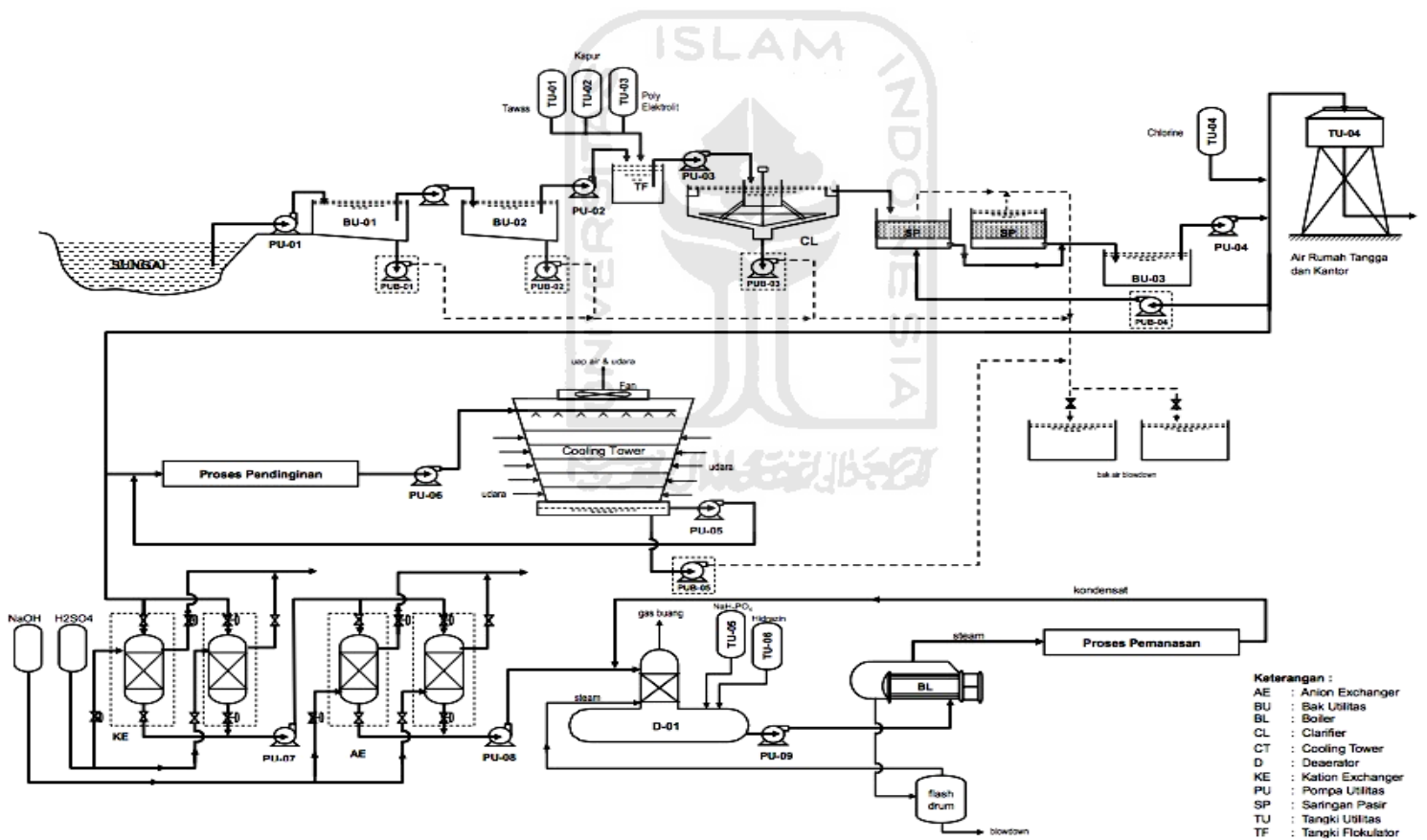
kebutuhan udara : 42.592 kg/jam

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 890,826

4.6.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembekaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan fuel oil sebanyak 2.447,81 kg/jam. Bahan bakar diesel menggunakan minyak solar sebanyak 386,20 gallon/tahun.



Gambar Skema Unit Pengolahan Air

Gambar 4.5 Skema Unit Pengolahan Air

4.7. Struktur Organisasi

4.7.1. Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik diacetone alcohol ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

4.7.2. Bentuk Organisasi

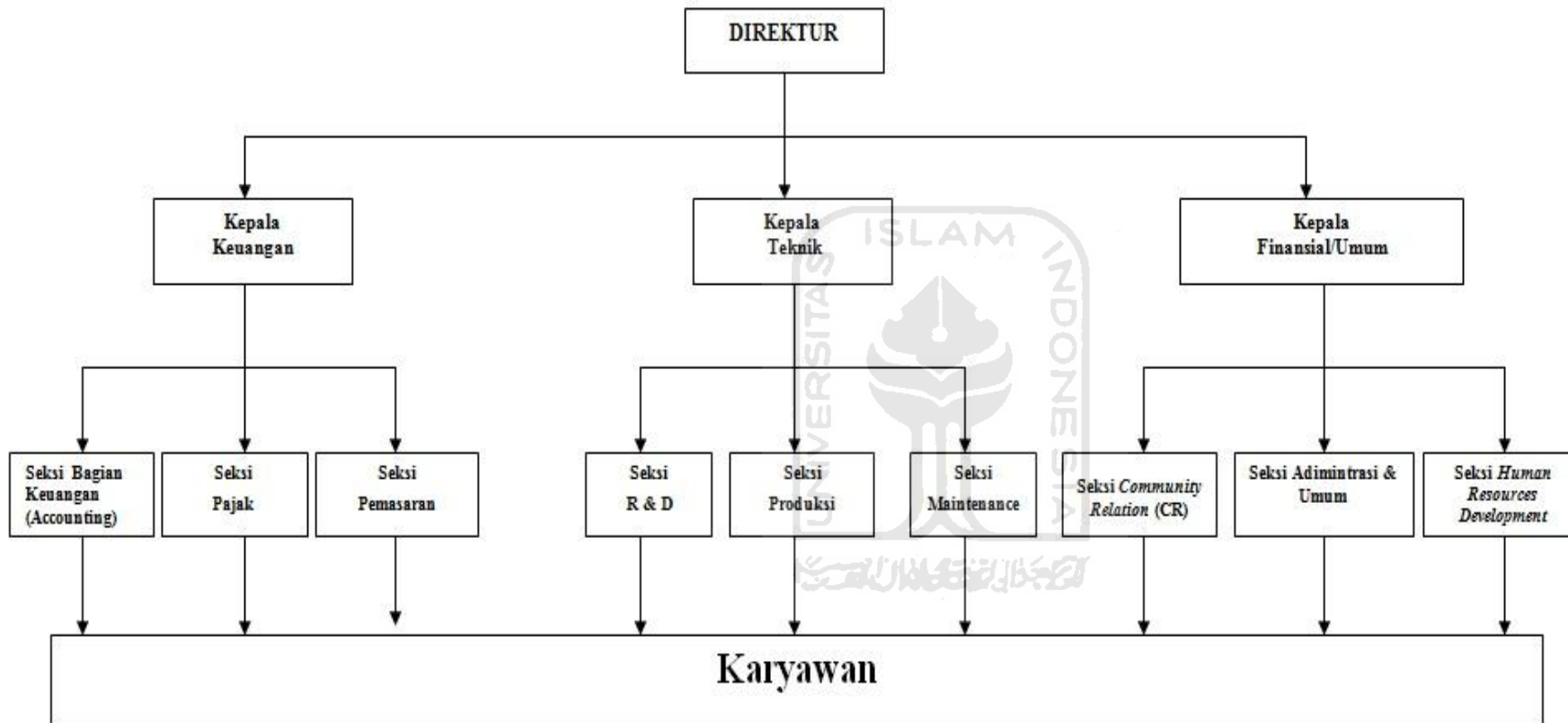
Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

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

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada

puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham.





Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan

4.7.3. Tugas dan Wewenang

4.7.3.1 Pemegang saham

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

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

4.7.3.2 Direktur

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab atas segala tindakan yang di ambil bawahanya.

4.7.3.3 Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur.

4.7.3.4 Kepala Seksi

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

4.7.4. Catatan

4.7.4.1 Cuti Tahunan

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

4.7.4.2 Hari Libur Nasional

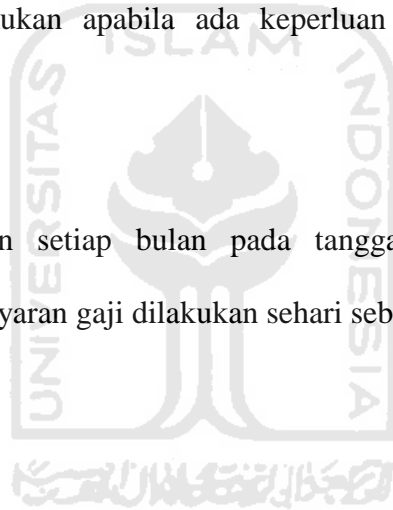
Bagi karyawan harian (non shift), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

4.7.4.3 Kerja Lembur (*Overtime*)

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

4.7.4.4 Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.



Tabel 4.16 Gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	50.000.000	50.000.000
Kepala Bagian	3	35.000.000	105.000.000
Kepala Seksi	9	20.000.000	180.00.000
Staff	59	10.000.000	590.000.000
Operator lapangan	144	9.000.000	1.296.000.000
Dokter	2	15.000.000	30.000.000
Perawat	4	7.000.000	28.000.000
<i>Security</i>	40	5.000.000	200.000.000
<i>Driver</i>	13	5.000.000	65.000.000
<i>Bengkel + gudang</i>	8	5.000.000	40.000.000
Total	266		2.584.000.000

4.7.4.5 Jam Kerja Karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan non-shift (harian) dan karyawan shift.

a. Jam kerja karyawan non-shift

Senin – Kamis:

Jam Kerja : 08.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat:

Jam Kerja : 08.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

hari Sabtu dan Minggu libur

b. Jam kerja karyawan shift

Jadwal kerja karyawan shift dibagi menjadi :

- *Shift Pagi* : 08.00 – 16.00
- *Shift Sore* : 16.00 – 00.00
- *Shift Malam* : 00.00 – 08.00

Karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam tabel di bawah :

Tabel 4.17 Jadwal kerja masing-masing regu

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

Keterangan :

P = *Shift Pagi*

M = *Shift Malam*

S = *Shift Siang*

L = Libur

4.8 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak layak jika didirikan.

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
4. Analisa Kelayakan Ekonomi
 - a. *Percent Return on investment (ROI)*
 - b. *Pay out time (POT)*
 - c. *Break event point (BEP)*
 - d. *Shut down point (SDP)*
 - e. *Discounted cash flow (DCF)*

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial didirikan atau tidak maka dilakukan analisis kelayakan.

Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan:

- a. *Percent Return on Investment (ROI)*

Percent Return on Investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasi.

b. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

c. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan/kerugian.

d. *Discounted Cash Flow*

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “*Discounted Cash Flow*” merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cashflow* adalah laju bunga maksimal di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah:

$$Ex = Ey \cdot \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries \& Newton P. 16, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2016

E_y : Harga pembelian pada tahun referensi

N_x : Indeks harga pada tahun 2016

N_y : Indeks harga pada tahun referensi

Untuk menentukan nilai indeks CEP berdasarkan dari harga yang sudah ada seperti yang dikemukakan oleh Aries & Newton serta data data yang diperoleh dari www.chemengonline.com/pci sehingga dinyatakan dalam bentuk tabel:

Tabel 4.18 Harga CEP index

Tahun	CEP
1954	86,1
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2016	585,4

Berdasarkan nilai CEP yang sudah diperoleh maka harga alat yang akan digunakan nantinya pada tahun 2016 adalah sebagai berikut:

Tabel 4.19 Harga indeks pada tahun perancangan

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan th 1954	Harga Satuan th 2016	Harga
1	Reaktor -01	1	\$ 12,240	\$ 83,221	\$ 83,221
2	Netralizer-01	1	\$ 6,000	\$ 40,794	\$ 40,794
3	Menara Destilasi-01	1	\$ 60,320	\$ 410,120	\$ 410,120
4	Menara Destilasi-02	1	\$ 670,000	\$ 4,555,377	\$ 4,555,377
5	Filter Press-01	1	\$ 11,000	\$ 74,790	\$ 74,790
6	Condenser-01	1	\$ 10,840	\$ 73,702	\$ 73,702
7	Condenser-02	1	\$ 9,600	\$ 65,271	\$ 65,271
8	Heater-01	1	\$ 1,430	\$ 9,723	\$ 9,723
9	Tangki-01	1	\$ 10,960	\$ 74,518	\$ 74,518
10	Tangki-02	1	\$ 10,500	\$ 71,390	\$ 71,390
11	Tangki-03	1	\$ 7,600	\$ 51,673	\$ 51,673
12	Tangki-04	1	\$ 10,690	\$ 72,682	\$ 72,682
13	Cooler-01	1	\$ 980	\$ 6,663	\$ 6,663
14	Cooler-02	1	\$ 1,270	\$ 8,635	\$ 8,635
15	Cooler-03	1	\$ 9,090	\$ 61,804	\$ 61,804
16	Cooler-04	1	\$ 7,800	\$ 53,033	\$ 53,033
17	Cooler-05	1	\$ 950	\$ 6,459	\$ 6,459
18	Acc-01	1	\$ 5,300	\$ 36,035	\$ 36,035
19	Acc-02	1	\$ 3,980	\$ 27,060	\$ 27,060
20	Reboiler-01	1	\$ 11,000	\$ 74,790	\$ 74,790
21	Reboiler-02	1	\$ 11,150	\$ 75,810	\$ 75,810
22	Pompa-01	1	\$ 580	\$ 3,943	\$ 3,943
23	Pompa-02	1	\$ 580	\$ 3,943	\$ 3,943
24	Pompa-03	1	\$ 580	\$ 3,943	\$ 3,943
25	Pompa-04	1	\$ 320	\$ 2,176	\$ 2,176
26	Pompa-05	1	\$ 280	\$ 1,904	\$ 1,904
27	Pompa-06	1	\$ 340	\$ 2,312	\$ 2,312
28	Pompa-07	1	\$ 630	\$ 4,283	\$ 4,283
29	Pompa-08	1	\$ 260	\$ 1,768	\$ 1,768
30	Pompa-09	1	\$ 298	\$ 2,026	\$ 2,026
31	Pompa-10	1	\$ 641	\$ 4,358	\$ 4,358
32	Pompa-11	1	\$ 690	\$ 4,691	\$ 4,691
33	Pompa-12	1	\$ 420	\$ 2,856	\$ 2,856
34	Pompa-13	1	\$ 492	\$ 3,345	\$ 3,345
35	Pompa-14	1	\$ 300	\$ 2,040	\$ 2,040
36	Pompa-15	1	\$ 300	\$ 2,040	\$ 2,040

Tabel 4.19 Lanjutan harga indeks pada tahun perancangan

37	Pompa-16	1	\$	580	\$	3,943	\$	3,943
38	Mixer-01	1	\$	9,000	\$	61,192	\$	61,192
39	Mixer-02	1	\$	3,800	\$	25,836	\$	25,836
							Total	\$ 5.983.121,15

4.8.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	= 20.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Pabrik didirikan	= 2020
Kurs mata uang	= US\$ 1 = Rp 13.042

4.8.3 Perhitungan Biaya

4.8.3.1 Capital Investment

Modal atau capital investment adalah sejumlah uang yang harus disediakan untuk mendirikan dan menjalankan suatu pabrik. Ada 2 macam capital investment, yaitu:

- Fixed Capital Investment*, yaitu uang yang dikeluarkan untuk mendirikan pabrik yang terdiri dari: *manufacturing* dan *non manufacturing*
- Working Capital* adalah uang yang dikeluarkan untuk menjalankan kegiatan operasi pabrik agar menghasilkan suatu produk.

Modal biasanya didapatkan dari uang sendiri dan bisa juga berasal dari pinjaman dari bank. Perbandingan jumlah uang sendiri atau *equity* dengan jumlah pinjaman dari bank tergantung dari perbandingan antara pinjaman dan uang sendiri adalah 30:70 atau 40:60 atau kebijaksanaan lain tentang rasio modal tersebut. Karena penanaman modal dengan harapan mendapatkan

keuntungan dari modal yang ditanamkan maka ciri-ciri investasi yang baik antara lain:

- a. Investasi cepat kembali
- b. Menghasilkan keuntungan yang besar (maksimum)
- c. Aman baik secara hukum teknologi dan lain sebagainya

4.8.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang diperlukan untuk pembuatan produk dari bahan dasar yang merupakan jumlah dari *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost*.

a. *Direct cost*

Yaitu pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk antara lain *raw material*, *labor* (buruh), supervisi, *maintenance*, *plant supplies*, *royalties and patent*, utilitas.

b. *Indirect cost*

Yaitu pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik. Yang termasuk dalam *indirect cost* adalah *payroll overhead*, *laboratory*, *plant overhead*, *packaging*, *shipping*.

c. *Fixed manufacturing cost*

Yaitu harga yang berkaitan dengan *fixed capital cost* dan pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung dari waktu dan tingkat produksi. Yang termasuk *fixed manufacturing cost* yaitu *depreciation* (penyusutan), *property taxes* (pajak) dan *insurance*.

4.8.3.3 *General Expense*

General expense meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

General expense terdiri dari :

a. Administrasi

Yang termasuk dalam biaya administrasi adalah *management salaries*, *legal fees* and *auditing*, biaya peralatan kantor. Besarnya biaya administrasi diperkirakan 2-3% hasil penjualan atau 3-6% dari *manufacturing cost*.

b. Sales

Pengeluaran yang dilakukan berkaitan dengan penjualan produk, misalnya biaya distribusi dan iklan. Besarnya biaya *sales* diperkirakan 3 - 12% harga jual atau 5 - 22% dari *manufacturing cost*. Untuk produk standar kebutuhan *sales expense* kecil dan untuk produk baru yang perlu diperkenalkan *sales expense* besar.

c. Riset (penelitian)

Penelitian diperlukan untuk menjaga mutu dan inovasi ke depan. Untuk industri kimia dana riset sebesar 2,8% dari hasil penjualan.

4.8.4 Analisa Kelayakan

Untuk mendapatkan keuntungan yang diperoleh cukup besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apabila pabrik tersebut potensial didirikan atau tidak, maka dilakukan analisa atau evaluasi kelayakan.

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan yaitu :

4.8.4.1 *Return on Investment (ROI)*

Return on investment adalah rasio uang yang diperoleh atau hilang pada suatu investasi, relatif terhadap jumlah uang yang diinvestasikan. Jumlah

uang yang diperoleh atau hilang tersebut dapat disebut bunga atau laba/rugi. Investasi uang dapat dirujuk sebagai aset, modal, pokok, basis biaya investasi. ROI biasanya dinyatakan dalam bentuk persentase dan bukan dalam nilai desimal.

ROI tidak memberikan indikasi berapa lamanya suatu investasi. Namun, ROI sering dinyatakan dalam satuan tahunan atau disetahunkan dan sering juga dinyatakan untuk suatu tahun kalendar atau fiskal.

ROI digunakan untuk membandingkan laba atas investasi antara investasi-investasi yang sulit dibandingkan dengan menggunakan nilai moneter.

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

FCI= *Fixed Capital Investment*

4.8.4.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

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

4.8.4.3 Discounted Cash Flow of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow atau biasa disingkat *DCF* adalah salah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan suatu instrumen investasi dalam beberapa waktu ke depan. Konsep *DCF* ini didasarkan pada pemikiran bahwa jika anda menginvestasikan sejumlah dana, maka dana tersebut akan tumbuh sebesar sekian persen atau mungkin sekian kali lipat setelah beberapa waktu tertentu. Disebut '*discounted cash flow*' atau ' arus kas yang terdiskon', karena cara menghitungnya

adalah dengan meng-estimasi arus dana dimasa mendatang untuk kemudian di-cut dan menghasilkan nilai dana tersebut pada masa kini.

Biasanya, seorang investor ingin mengetahui bahwa jika dia menginvestasikan sejumlah dana pada satu instrumen investasi tertentu, maka setelah kurun waktu tertentu (misalnya setahun), dana tersebut akan tumbuh menjadi berapa. Untuk menghitungnya, maka digunakanlah DCF.

Persamaan untk menentukan DCFR:

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

Dimana :

FC : Fixed Capital

WC : Working Capital

SV : Salvage Value

C : Cash Flow

n : Umur Pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

4.8.4.4 Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah kondisi dimana perusahaan tidak mengalami untung dan tidak mengalami kerugian. Jadi dapat dikatakan bahwa perusahaan yang mencapai titik *break event point* ialah perusahaan yang telah memiliki kesetaraan antara modal yang dikeluarkan untuk proses produksi dengan pendapatan produk yang dihasilkan.

Semakin banyak barang yang diproduksi, semakin rendah nilai harga jual, dan semakin lama proses mencapai BEP, namun semakin mudah untuk mengikat konsumen. Begitu pula sebaliknya, semakin sedikit barang yang

diproduksi, semakin tinggi nilai jual barang, dan semakin cepat untuk mencapai BEP.

Tujuan utama dari suatu perusahaan salah satunya adalah mendapatkan keuntungan atau laba, untuk memperoleh keuntungan/laba secara maksimal bisa dilakukan dengan beberapa langkah berikut

- Menekan sebisa mungkin biaya produksi atau biaya operasional sekecil kecilnya, serendah rendahnya tetapi tingkat harga, kualitas maupun kuantitasnya tetap dipertahankan sebisanya.
- Penentuan harga jual sedemikian rupa menyesuaikan tingkat keuntungan yang diinginkan/dikehendaki
- Volume kegiatan ditingkatkan dengan semaksimal mungkin

Untuk menentukan nilai BEP dapat diperoleh dengan persamaan sebagai berikut

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

Dimana,

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

4.8.4.5 Shut Down Point (SDP)

Analisis *Shut Down Point* merupakan titik pada tingkat penjualan berapa usaha perusahaan secara ekonomis tidak pantas untuk dilanjutkan. Manajemen memerlukan informasi pada pendapatan penjualan berupausaha perusahaan secara ekonomis tidak pantas untuk dilanjutkan jika pendapatan penjualannya tidak

mencukupi untuk menutupi biaya tetap tunainya. Untuk menjawab pertanyaan ini, manajemen memerlukan informasi titik penutupan usaha (*Shut Down Point*).

“Biaya tetap tunai adalah biaya-biaya yang memerlukan pembayaran segera dengan uang kas, seperti sewa gedung, gaji pegawai tetap dan sebagainya”.

Untuk menghitung nilai SDP dapat diperoleh menggunakan persamaan berikut,

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

4.8.5 Hasil Perhitungan

4.8.5.1 Penentuan Physical Plant Cost

Tabel 4.20 *Physical Plant cost*

No.	Komponen	\$	Rp.
1	Harga alat sampai ditempat	\$7,478,901.44	
2	Instalasi	\$753,873.27	Rp 1,818,868,831
3	Pemipaan	\$3,042,417.11	Rp 2,103,067,086
4	Instrumentasi	\$1,453,898.44	Rp 341,037,906
5	Insulasi	\$194,451.44	Rp 284,198,255
6	Listrik	\$726,949.22	Rp 170,518,953
7	Bangunan		Rp 4,134,828,000
8	Tanah		Rp 32,000,000,000
9	Utilitas	\$9,481,787.40	Rp 2,605,684,177
Physical Plant Cost		\$23,132,278.31	Rp 43,458,203,207

Tabel 4.21 *Direct Plant Cost*

No.	Komponen	\$	Rp.
1	Physical plant cost	\$23,132,278.31	Rp 43,458,203,207.20
2	Engineering & Construction (25%)	\$ 5,783,069.58	Rp 10,864,550,801.80
		\$28,915,347.89	Rp 54,322,754,009.00

Tabel 4.22 *Fixed Capital Investment*

No.	Komponen	\$	Rp.
1	Direct Plant Cost	\$28,915,347.89	Rp 54,322,754,009.00
2	Contractor fee (5 %)		Rp 21,571,836,059.87
3	Contingency (15 %)	\$ 4,337,302.18	Rp 8,148,413,101.35
		\$33,252,650.07	Rp 84,043,003,170.23

Fixed Capital Investment = Rp 517.724.065.436,98

Tabel 4.23 *Direct Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	104.703.287.040,00
2	Gaji Karyawan	31.008.000.000
3	Supervisi (10% karyawan)	3.100.800.000
4	<i>Maintenance</i> (2% FCI)	10.354.481.309
5	<i>Plant Supplies</i> (15 % Maint.)	1.553.172.196
6	<i>Royal. dan Patt.</i> (1 % Sales)	6.424.620.612
7	Utilitas	146.646.619.929,05
	Total	303.790.981.086,23

Tabel 4.24 Indirect Manufacturing Cost

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Payroll Overhead (15 % Kary.)</i>	4.651.200.000
2	Laboratorium (10 % Kary.)	3.100.800.000
3	<i>Packaging dan Shipping (0,5 % Sales)</i>	3.212.310.306
4	<i>Plant Overhead (50 % Kary.)</i>	15.504.000.000
Total		26.468.310.306

Tabel 4.25 Fixed Manufacturing Cost

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Depresiasi (10% FCI)	51.772.406.544
2	<i>Property tax (2% FCI)</i>	10.354.481.309
3	Asuransi (2% FCI)	10.354.481.309
Total		72.481.369.161

Tabel 4.26 Total Manufacturing Cost

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	303.790.981.086,23
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	26.468.310.306
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	72.481.369.161
Total		402.740.660.553

Tabel 4.27 Working Capital

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Raw material inventory</i>	33.561.721.713
2	<i>In proses inventory</i>	50.342.582.569
3	<i>Product inventory</i>	33.561.721.713
4	<i>Available cash</i>	33.561.721.713
5	<i>Extended credit</i>	67.123.443.426
Total		218.151.191.133

Tabel 4.28 General Expense

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Administrasi (3% <i>Manu. Cost</i>)	12.082.219.816,60
2	<i>Sales</i> (5 % <i>Manu. Cost</i>)	20.137.033.027,67
3	<i>Finance</i> (5 % <i>WC+FCI</i>)	36.793.762.828.51
4	Riset (2% <i>sales</i>)	12.849.241.224,26
Total		81.862.256.897,04

Tabel 4.29 Total Biaya Produksi

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Manufacturing cost</i>	402.740.660.553,47
2	<i>General expense</i>	81.862.256.897,04
Total		484.602.917.450,51

Tabel 4.30 Total Capital Investment

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Fixed Capital Investment</i>	517.724.065.436,98
2	<i>Working Capital</i>	218.151.191.133,13
Total		735.875.256.570,11

Harga jual produk:

$$\begin{aligned} \text{Harga dasar} &= \frac{\text{Total biaya produksi}}{\text{Volume produksi}} \\ &= \frac{\text{Rp } 484.602.917.450,51/\text{tahun}}{20.000.000 \text{ kg/tahun}} = \text{Rp } 24.230,14/\text{kg} \end{aligned}$$

Total sales:

a. Diacetone Alcohol	= Rp 32.123,10 / kg
Produksi tiap tahun	= 20.000.000 kg
<i>Annual sales</i>	= Rp 642.462.061.213
<i>Total annual sales</i>	= Rp 642.462.061.213

4.8.6 Analisa Keuntungan

Keuntungan = Total penjualan produksi – Total biaya produksi

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total sales	= Rp 642.462.061.212,88
Total biaya produksi	= Rp 484.602.917.450,51
Keuntungan	= Rp 157.859.143.762,37

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak	= 20 %
Keuntungan	= Rp 126.287.315.009,90

4.8.7 Analisa Kelayakan Ekonomi

1. Return On Investment

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

ROI Sebelum pajak = 30,5 %

ROI Sesudah pajak = 24,4 %

2. Pay Out Time

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

POT sebelum pajak = 2,47 tahun

POT sesudah pajak = 2,91 tahun

3. Break Even Point

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp 72.481.369.161

Variable Cost (Va) = Rp 260.986.837.887

Regulated Cost (Ra) = Rp 151.134.710.402

Penjualan Produk (Sa) = Rp 642.462.061.212,88

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

BEP = 42,74 %

4. Shut Down Point

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

SDP = 16,45 %

5. Discounted cash flow rate

Umur pabrik = 10 tahun

Salvage value (SV) = Rp 51.772.406.543,70

Working Capital = Rp 218.151.191.133,13

Fixed Capital = Rp 517.724.065.436,98

Cash flow (CF) = *Annual Profit* + *Finance* + *Depresiasi*

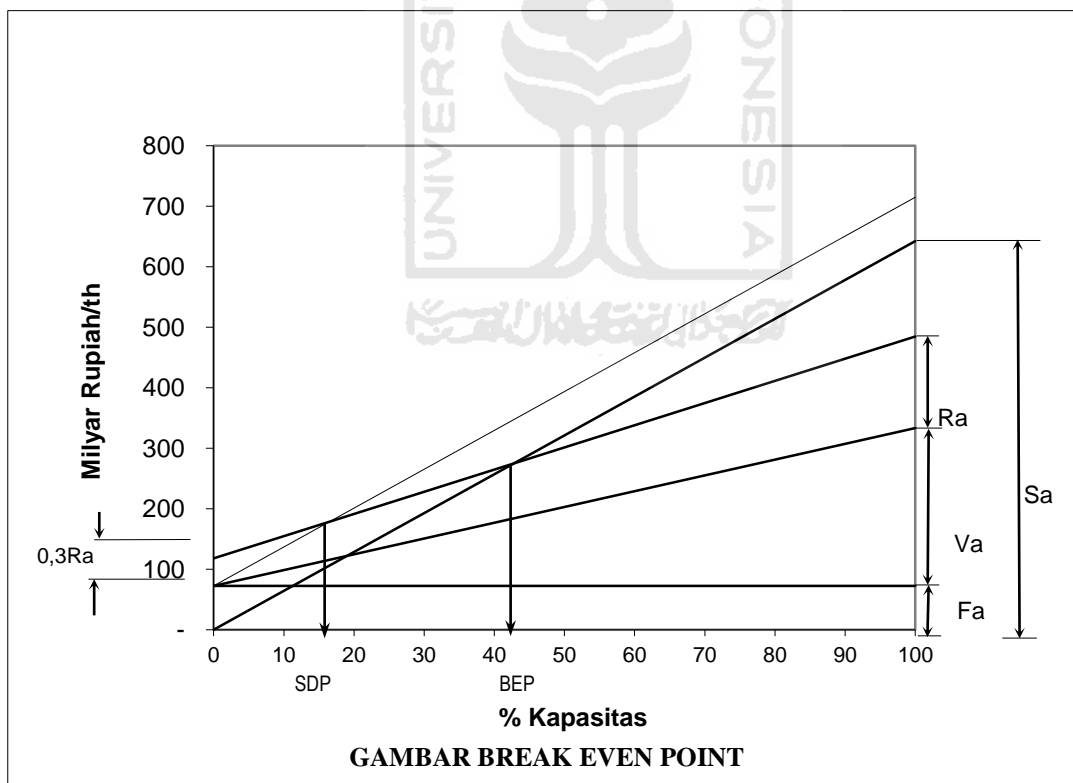
= Rp 214.853.484.382,10

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

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

$$R = S$$

Dengan cara *trial & error* diperoleh nilai $i = 27,52 \%$



Gambar 4.7 Grafik hubungan % kapasitas vs rupiah

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik *Diacetone Alcohol* dari *Acetone* dengan kapasitas 20.000 ton/tahun, dapat digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah karena :

1. Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, pemilihan bahan baku dan jenis produk, maka Pabrik *Diacetone Alcohol* dari *Acetone* ini tergolong pabrik berisiko rendah (*low risk*).
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :

- 1) Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak Rp 157.859.143.762.37/tahun, dan
keuntungan setelah pajak (20%) sebesar Rp
126.287.315.009.90/tahun.

- 2) *Return On Investment* (ROI) :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 30,5 %, dan ROI setelah pajak sebesar 24,4 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11 % (Aries dan Newton, 1955).

- 3) *Pay Out Time* (POT) :

POT sebelum pajak selama 2,47 tahun dan POT setelah pajak selama 2,91 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun (Aries dan Newton, 1955).

- 4) *Break Event Point* (BEP) pada 42,74 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 16,45 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.
- 5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 27,52 %. Suku bunga pinjaman di bank saat ini adalah 10,50 % (bank indonesia, akhir agustus 2016). Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank (1,5 x 10,5% = 15,75%).

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik *Diacetone Alcohol* dari *Acetone* dengan kapasitas 20.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

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 *Diacetone Alcohol* dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Biro Pusat Statistik, 2006-2012, “*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta
- Brown, G.G., Donal. K., Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1961, *Industrial chemical*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Fromment, F.G., and Bischoff, B.K., 1979, *Chemical Reactor Analysis and Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Holman, J., 1981, *Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., John Wiely and Sons, Inc., New York
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston
- Warren, McCabe., Smith, J.C., and Harriot, Peter., 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Ullmann's., 1984, *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 4th ed., Wiley-VCH., Berlin



REAKTOR - 01

Mereaksikan acetone menjadi diacetone alcohol dengan katalis NaoH dengan kecepatan umpan

acetone = 2995.8564 kg/j

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 15 °C

1. NERACA MASSA :

Umpan Masuk :

a. Umpan Aseton :

$\text{CH}_3\text{COCH}_3 = 51.1362 \text{ Kgmol/j} = 2965.8979 \text{ Kg/j}$

$\text{H}_2\text{O} = 1.6644 \text{ Kgmol/j} = 29.9586 \text{ Kg/j}$

Jumlah = 52.8005 Kgmol/j = 2995.8564 Kg/j

b. Umpan Aseton Recycle :

$\text{CH}_3\text{COCH}_3 = 339.9926 \text{ Kgmol/j} = 19719.5684 \text{ Kg/j}$

$\text{H}_2\text{O} = 11.0660 \text{ Kgmol/j} = 199.1876 \text{ Kg/j}$

Jumlah = 351.0585 Kgmol/j = 19918.7559 Kg/j

c. Umpan Katalis :

$$\text{NaOH} = 1.2329 \text{ Kgmol/j} = 49.3162 \text{ Kg/j}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 271.2393 \text{ Kgmol/j} = 4882.3071 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Jumlah} = 271.2393 \text{ Kgmol/j} = 4931.6235 \text{ Kg/j}$$

Hasil reaksi :

$$\text{CH}_3\text{COCH}_3 = 346.9312 \text{ Kgmol/j} = 20122.0098 \text{ Kg/j}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 283.9696 \text{ Kgmol/j} = 5111.4531 \text{ Kg/j}$$

$$\text{NaOH} = 1.2329 \text{ Kgmol/j} = 49.3162 \text{ Kg/j}$$

$$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_2 = 22.0988 \text{ Kgmol/j} = 2563.4578 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Jumlah} = 654.2325 \text{ Kgmol/j} = 27846.2363 \text{ Kg/j}$$

2. NERACA PANAS

Diketahui C_p rata-rata untuk masing-masing komponen

sebagai berikut :

$$c_p \text{ CH}_3\text{COCH}_3 = (46.878 + 6.27\text{E-}01 T - 2.08\text{E-}03 T^2 + 2.96\text{E-}06 T^3)/4.2 \text{ cal/mol}$$

$$c_p \text{ H}_2\text{O} = (92.053 - 3.995\text{E-}02 T - 2.11\text{E-}04 T^2 + 5.35\text{E-}07 T^3)/4.2 \text{ cal/mol}$$

$$c_p \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_2 = (88.803 + 1.06\text{E+}00 T - 2.93\text{E-}03 T^2 + 3.34\text{E-}06 T^3)/4.2 \text{ cal/mol}$$

$$c_p \text{ NaOH} = (87.639 - 4.84\text{E-}04 T - 4.54\text{E-}06 T^2 + 1.19\text{E-}09 T^3)/4.2 \text{ cal/mol}$$

a. Enthalpi massa masuk (umpan 1) :

Suhu Umpan masuk Reaktor = 15.0 C

Suhu referensi = 25 C

Komponen	m	$\int c_p dT$	$H = m \int c_p dT$
CH ₃ COCH ₃	51.136	-301.149	-15399.604
H ₂ O	1.664	-180.221	-299.954

Jumlah 52.801 -15699.558

Enthalpi umpan masuk (H1) = -15699.5576 Kcal/j

b. Enthalpi massa masuk (umpan 2) :

Suhu Umpan masuk Reaktor = 15.0 C

Suhu referensi = 25 C

Komponen	m	$\int c_p dT$	$H = m \int c_p dT$
CH ₃ COCH ₃	339.993	-301.149	-102388.391
H ₂ O	11.066	-180.221	-1994.325

Jumlah 351.059 -104382.719

Enthalpi umpan masuk (H2) = -104382.7188 Kcal/j

c. Enthalpi massa masuk (umpan 3) :

Suhu Umpan masuk Reaktor = 15.0 C

Suhu referensi = 25 C

Komponen	m	$\int_{cp} dT$	$H = m \int_{cp} dT$
NaOH	1.233	-207.470	-255.791
H ₂ O	271.239	-180.221	-48883.094
Jumlah	272.472		-49138.883

Enthalpi umpan masuk (H₃) = -49138.8828 Kcal/j

d. Enthalpi hasil reaksi :

Suhu hasil reaksi keluar Reaktor = 15.0 C

Suhu referensi = 25 C

Komponen	m	$\int_{cp} dT$	$H = m \int_{cp} dT$
CH ₃ COCH ₃	346.931	-301.149	-104477.961
H ₂ O	283.970	-180.221	-51177.367
NaOH	1.233	-207.470	-255.791
C ₆ H ₁₂ O ₂	22.099	-552.045	-12199.524
Jumlah	654.232		-168110.641

Enthalpi umpan masuk (H₅) = -168110.6406 Kcal/j

e. Panas Reaksi :

Dari data Literatur diperoleh :

Panas Pembentukan C₃H₆O = -51.80 Kcal/gmol

Panas Pembentukan C₆H₁₂O₂ = -129.95 Kcal/gmol

Panas reaksi pada suhu 25 C = DHf produk - DHf reaktan

$$= (0.5 \text{ DHf C}_6\text{H}_{12}\text{O}_2) - (\text{DHf C}_3\text{H}_6\text{O})$$

$$= (0.5 \cdot -129.952) - (-51.802) \text{ KCal/gmol}$$

$$= -13.174 \text{ KCal/gmol}$$

Panas reaksi pada suhu 15 C = $\text{DHR}_0 + \int_{298}^T \text{d cp dT}$

Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₆ O	11.16	0.1493E+00	-0.4952E-03	0.7048E-06
C ₆ H ₁₂ O ₂	21.14	0.2524E+00	-0.6976E-03	0.7952E-06
	-0.59	-0.2310E-01	0.1464E-03	-0.3071E-06

dimana :

$$\int_{298}^T d c_p dT = \int_{298}^T (-0.6 + -0.02 T + 1.46E-04 T^2 + -3.07E-07 T^3) dT$$
$$= (-0.6 (288 - 298) + -0.02/2 (288^2 - 298^2) + 1.46E-04 /3$$
$$\times (288^3 - 298^3) + -3.07E-07 / 4 (288^4 - 298^4))$$
$$= 5.982 \text{ Kcal/kgmol}$$
$$= 0.006 \text{ Kcal/gmol}$$

maka :

$$\text{Panas reaksi pada suhu } 15 \text{ C} = D H_{r0} + \int_{298}^T d c_p dT$$
$$= -13.174 + 0.005982 \text{ KCal/gmol}$$
$$= -13.1678 \text{ KCal/gmol}$$

$$\text{Panas reaksi total} = d H_{R0} \cdot N_{Ao} \cdot X_a$$
$$= -13.1678 \cdot 1000 \cdot 391.129 \cdot 0.113 \text{ Kcal/j}$$
$$= -581985.4375 \text{ Kcal/j}$$

Jadi :

$$\text{Total enthalpi Masuk (H in)} = -15699.56 + (-104382.72) + (-49138.88)$$
$$= -169221.16 \text{ KCal/j}$$

$$\text{Total enthalpi Keluar (H out)} = -168110.6406 \text{ KCal/j}$$

$$\text{Panas Reaksi (Qr)} = -581985.4375 \text{ KCal/j}$$

Neraca Panas disekitar reaktor :

Input - output = Accumulation

Panas Masuk - (Panas keluar + panas reaksi + panas dibuang) = 0

$$H_{in} - (H_{out} + Q_l + Q_r) = 0$$

Panas Yang dibuang (Ql) = $H_{in} - (H_{out} + Q_r)$

$$= -169221.156 - (-168110.641 + -581985.438)$$

$$= 580874.9375 \text{ KCal/j}$$

Neraca Panas :

Masuk	Keluar
1. Enthalpi Umpan masuk I pada suhu 15.0 oC = -15699.558 Kcal/jam	1. Enthalpi hasil reaksi pada suhu 15.0 oC = -168110.641 Kcal/jam
2. Enthalpi Umpan masuk II pada suhu 15 oC = -104382.719 Kcal/jam	2. Panas dibawa pendingin keluar reaktor = 580874.938 Kcal/jam
3. Enthalpi Umpan masuk III pada suhu 15 oC = -49138.883 Kcal/jam	
4. Panas Reaksi pada suhu 15 oC = 581985.438 Kcal/jam	
<hr/>	<hr/>
412764.281 Kcal/jam	412764.313 Kcal/jam

3. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi

Dari data di Lange's Hand Book of Chemistry diperoleh :

Densitas C_3H_6O = 0.786 Kg/l

Densitas H_2O = 1.027 Kg/l

Densitas $NaOH$ = 2.13 Kg/l

konstanta kecepatan

reaksi untuk kondisi operasi $T = 15\text{ C}$ dan Tekanan 1 atm

Volume cairan :

Komponen	massa kg	densitas	volume
C_3H_6O	22685.4668	0.7900	28715.7793
H_2O	5111.4531	1.0000	5111.4531
$NaOH$	49.3162	2.1300	23.1531

33850.3867

Kondisi Awal :

Konsentrasi awal C_3H_6O = 0.011555 Kgmol/l

Konversi Reaktor (X_a) = 0.11

Waktu reaksi dalam reaktor = 0.67 jam

Untuk Reaktor Alir Tangki Berpengaduk berlaku :

$$(V / F_v) = \frac{C_{A0} \cdot x_a}{(-r_a)}$$

$$(V / F_v) = \frac{C_{A0} \cdot x_a}{k \cdot C_A}$$

$$(V / F_v) = \frac{k \cdot (1 - x_a) \cdot x_a}{k}$$

$$k = \frac{(V / F_v) (1 - x_a)}{x_a}$$

$$= \frac{0.113}{0.67 (1 - 0.113)}$$

$$= 0.19 \text{ 1/jam}$$

4. Perhitungan Volume dan ukuran reaktor

Anggapan :

- Volume cairan selama reaksi tetap
- Bisa dianggap isothermal karena cairan dalam tangki mixed flow

- Reaksi sederhana orde satu

Reaksi : $A \rightarrow 0.5 B$

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

Volume cairan :

Komponen	massa kg	densitas	volume
C ₃ H ₆ O	22685.4668	0.7900	28715.7793
H ₂ O	5111.4531	1.0000	5111.4531
NaOH	49.3162	2.1300	23.1531
			33850.3867

Kondisi Awal :

Konsentrasi awal C₃H₆O = 0.011555 Kgmol/lit

maka diperoleh volume reaktor dengan volume:

Konversi Reaktor (X_A) = 0.113

Volume cairan dalam reaktor :

$$V = F_v \cdot t$$

$$= 33850.387 \cdot 0.667$$

$$= 22566.926 \text{ lt}$$

Over Design : 20 %

$$\text{Volume reaktor} = 1.2 \times 22566.926 \text{ lt}$$

$$= 27080.313 \text{ lt}$$

Dipakai Volume reaktor = 27.08 m³

Menghitung ukuran reaktor :

Reaktor berbentuk silinder tegak dengan perbandingan H : D = 1.5 : 1

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (h/d) \cdot D}{4} + \frac{\pi}{12} D^2 \cdot D$$

Atau :

$$\text{diameter (D)} = \sqrt[1/3]{\frac{V_t}{\pi/4 (h/d) + \pi/12}}$$

$$\pi/4 (h/d) + \pi/12$$

$$= \sqrt[1/3]{\frac{27.080}{\pi/4 \cdot 1.480 + \pi/12}}$$

$$\pi/4 \cdot 1.480 + \pi/12$$

$$= 2.67 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi (H)} &= 1.48 \cdot 2.67 \\ &= 3.95 \text{ m} \end{aligned}$$

diperoleh ukuran Reaktor :

$$\text{diameter} = 2.67 \text{ m}$$

$$\text{tinggi} = 3.95 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam head} &= (1/2)(\pi/12) 2.670 \text{ m}^3 \\ &= 2.489 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dibadan Reaktor} &= 22.567 \text{ m}^3 - 2.489 \text{ m}^3 \\ &= 20.078 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dibadan Reaktor} &= 20.078 / 5.594 \text{ m} \\ &= 3.589 \text{ m} \end{aligned}$$

5. Menghitung tebal shell dan head

Tebal shell :

Digunakan Baja Stainless Steel Type SA 176 grade C

(Brownell & Young)

$$\text{Tekanan Operasi (pt)} = 14.70 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan design (pd)} = 17.64 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable stress} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan} = 0.85$$

$$\text{Faktor korosi} = 0.125 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari Reaktor} = 52.55 \text{ in}$$

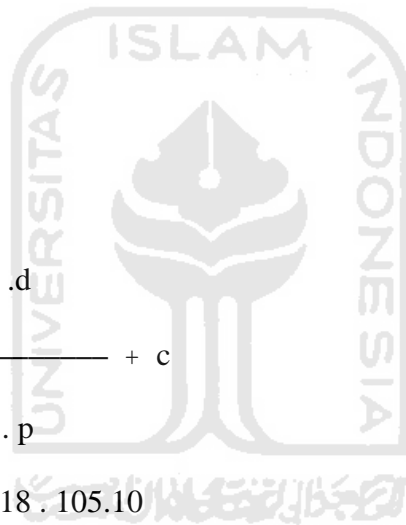
$$\begin{aligned}
 t_{\text{shell}} &= \frac{p \cdot r_i}{S \cdot e - 0.6 \cdot p} + c \\
 &= \frac{17.6 \cdot 52.55}{18750 \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 17.6} + 0.125 \\
 &= 0.183 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell 3/16 in

Tebal Head :

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{0.885 \cdot p \cdot d}{S \cdot e - 0.1 \cdot p} + c \\
 &= \frac{0.885 \cdot 18 \cdot 105.10}{2 \cdot 18750 \cdot 0.85 - 0.2 \cdot 17.6} + 0.125 \\
 &= 0.176 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal head 3/16 in



6. Menghitung pengaduk dalam Reaktor

Dipilih : Pengaduk type Marine dengan 3 blade

Jumlah baffle 4 buah

Dari tabel fig 477. Brown diperoleh :

$$Dt/Di = 3$$

$$zi/Di = 0.75 - 1.3$$

$$zl/Di = 2.7 - 3.9$$

$$W/Di = 0.1$$

Diameter Impeler = 88.98 cm

Tinggi Impeler = 88.98 cm

Lebar Baffle = 8.90 cm

diambil :

$$zi/Di = 1$$

$$zl/Di = 2.7$$

Putaran = 1.5 rps

efisiensi = 80 %



Tinggi baffle diambil sama dengan tinggi cairan

bilangan Reynold dalam Reaktor :

$$Re = \frac{n \cdot di^2 \cdot \rho \cdot \mu}{\text{Visc}}$$

$$\begin{aligned}
 & 1.5 \cdot 88.98^2 \cdot 0.823 \\
 = & \frac{\quad}{0.0089} \\
 = & 1097823.5
 \end{aligned}$$

Dari fig. 477 brown diperoleh $p_o = 0.90$

$$\begin{aligned}
 & P \cdot g_c \\
 p_o = & \frac{\quad}{n^3 \cdot \text{den.} \cdot Di^5} \quad (\text{pers. 461 Brown})
 \end{aligned}$$

Atau

$$\begin{aligned}
 & p_o \cdot n^3 \cdot \text{den.} \cdot Di^5 \\
 P = & \frac{\quad}{g_c} \\
 & 0.90 \cdot 1.50^3 \cdot 51.332 \cdot 2.919^5 \\
 = & \frac{\quad}{550 \cdot 32.17} \\
 = & 1.881 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

effisiensi : 80 %

$$\begin{aligned} \text{Power} &= \frac{P}{\text{eff}} = \frac{1.881}{0.80} \\ &= 2.351 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan motor dengan daya = 3.00 Hp

7. Menghitung perpindahan panas :

Dipilih pendingin coil dengan media pendingin Air pendingin dengan :

$$\text{suhu masuk} = 0 \text{ C}$$

$$\text{suhu keluar} = 10 \text{ C}$$

Kebutuhan Air pendingin :

$$\text{Wa} = \frac{Q}{\text{Cp} \cdot \text{Dt}}$$



dengan :

$$\begin{aligned} Q : \text{Jumlah panas yang harus diserap} &= 580874.9 \text{ Kcal/j.} \\ &= 2305059 \text{ Btu/j.} \end{aligned}$$

$$\text{Cp} : \text{Panas jenis pendingin} = 1 \text{ Kcal/Kg C.}$$

$$\text{Dt} : \text{beda suhu pendingin} = 10 \text{ C}$$

$$W_a = \frac{580874.94}{1 \cdot 10.0}$$

maka diperoleh :

$$W_a = 58087.49 \text{ Kg/j}$$

Pemilihan Diameter pipa Coil

Kecepatan massa pendingin = 58087.492 kg/j

Densitas pendingin = 1000.000 kg/m³

$$Q_v = \frac{58087.49 \text{ kg/j}}{1000.00 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 58.09 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$= 0.0161 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Dari tabel hal 159 Coulson & Richardson, 1987

diperoleh kecepatan linier pendingin dalam pipa = 3.80 m/dt

Luas Penampang :

$$A = \frac{0.0161 \text{ m}^3/\text{dt}}{3.80 \text{ m/dt}}$$

$$= 0.00425 \text{ m}^2$$

Diameter pipa coil :

$$\begin{aligned}
 Di &= \frac{\left(4 \cdot 0.00425 \right)^{1/2}}{\pi} \\
 &= 0.074 \text{ m} \\
 &= 2.896 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih diameter pipa coil 2.0 inches, 40 NPS.

Dari tabel 11. Kern : OD = 2.38 in

$$ID = 2.067 \text{ in}$$

$$At = 3.353904 \text{ in}^2$$

$$At' = .540865 \text{ sqft/ft}$$

a. Menghitung koefisien transfer panas :

- Untuk cairan dalam RATB maka dipakai persamaan 20.4 Kern.

$$ho = \frac{0.87 \cdot k}{D} \frac{\left(L^2 \cdot N \cdot \text{den} \right)^{2/3}}{\text{visc.}} \frac{\left(Cp \cdot \text{visc.} \right)^{1/3}}{k} \left(\text{visc.} \right)^{0.14}}{\text{viscw.}}$$

dengan :

h_c = Koeff. transfer panas cairan, Btu/sqft j F

D_i = Diameter RATB = 8.758313 ft

k = Konduktivitas panas = 0.86 Btu/j sqft (F/ft)

L = diameter putar pengaduk = 2.919438 ft

ρ = densitas larutan = 51.33192 lb/cuft

C_p = panas jenis = 0.6037105 Btu/lb F

μ = Viskositas cairan = 2.1538 lb/j ft

μ_w = Viskositas air = 1.9844 lb/j ft

$$h_o = \frac{0.87 \cdot 0.860}{8.76} \left[1097824 \right]^{2/3} \left[\frac{0.60 \cdot 2.15}{0.860} \right]^{1/3} \left[\frac{2.15}{1.98} \right]^{0.14}$$

maka diperoleh :

$$h_o = 1055.466 \text{ Btu/j sqft F}$$

- Untuk pendingin dalam coil

$$Re = \frac{D \cdot w_a \cdot 2.2}{Visc \cdot at}$$

$$\begin{aligned}
 & 0.17 \cdot 58087.49 \cdot 2.2 \\
 & = \frac{\quad}{1.984 \cdot 0.023} \\
 & = 476263.4
 \end{aligned}$$

Dari fig. 24 Kern, diperoleh $jH = 950$

$$h_i = jH \frac{k}{D} \left(\frac{c_p \text{ visc.}}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\text{visc}}{\text{viscw}} \right)^{0.14}$$

dengan :

h_i = Koeff. transfer panas pipa, Btu/sqft j F

D_i = Diameter dalam pipa = 0.17225 ft

k = Konduktivitas panas = 0.3369 Btu/j sqft (F/ft)

C_p = panas jenis pendingin = 1 Btu/lb F

Visc = Viskositas cairan = 1.9844 lb/j ft

viscw = Viskositas air = 1.9844 lb/j ft

$$h_i = 950 \frac{0.337}{0.17} \left(\frac{1.00 \cdot 1.984}{0.337} \right)^{1/3} \left(\frac{1.984}{1.984} \right)^{0.14}$$

$$h_i = 3353.653 \text{ Btu/j sqft F}$$

$$D_{\text{coil}} = 0.5 \cdot D_i - W + 0.5 \cdot D_p$$

$$= 0.5 \cdot 2.670 - 0.09 + 0.5 \cdot 0.890$$

$$= 1.690705 \text{ m}$$

$$= 5.546932 \text{ ft}$$

$$h_{io} = h_i \cdot (1 + 3.5 \cdot d/D_c) \quad \text{Kern. hal.721}$$

$$= 3353.65 \cdot (1 + 3.5 \cdot 0.198 \text{ ft} / 5.547 \text{ ft})$$

$$= 3773.343 \text{ Btu/j sqft F}$$

b. Overall heat transfer U_d :

Overall transfer panas saat start up

$$h_{io} \cdot h_o$$

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{3773.34 \cdot 1055.47}{3773.34 + 1055.47}$$

$$= 824.7654 \text{ Btu/j sqft F}$$

$$= 824.7654 \text{ Btu/j sqft F}$$

$$= 824.7654 \text{ Btu/j sqft F}$$

$$= 824.7654 \text{ Btu/j sqft F}$$

$$\begin{aligned}
 U_d &= \frac{U_c}{U_c R_d + 1} \\
 &= \frac{824.77}{824.77 \cdot 0.00150 + 1} \\
 &= 368.6682 \text{ Btu/j sqft F}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung Luas transfer panas :

Luas perpindahan panas yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{Dt_1 - Dt_2}{\ln Dt_1/Dt_2}
 \end{aligned}$$

dengan :

$$Dt_1 = 15 - 0 = 15 \text{ C}$$

$$Dt_2 = 15 - 10 = 5 \text{ C}$$

maka diperoleh :

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{15.0 - 5.0}{\ln (15.0 / 5.0)} \\
 &= 9.10 \text{ C} \\
 &= 16.38431 \text{ F}
 \end{aligned}$$



maka luas perpindahan panas :

$$A_o = \frac{Q}{U_d \cdot LMTD}$$
$$= \frac{2305059.25}{368.67 \cdot 16.38}$$
$$= 381.6088 \text{ sqft}$$

Diameter lilitan = 5.546932 ft

Luas perpindahan panas per coil :

$$A' = A_t' \cdot \pi \cdot D_c$$
$$= 0.541 \cdot \pi \cdot 5.547$$
$$= 9.420444 \text{ sqft}$$

Jumlah lilitan :

$$N_t = \frac{A_o}{A_t'}$$
$$= \frac{381.61}{9.42}$$
$$= 40.50858$$

diambil jumlah lilitan (N_t)= 41

panjang total coil :



$$L = \frac{A_o}{A_t'} = \frac{381.609}{0.541}$$

$$= 705.5527 \text{ ft}$$

Tinggi lilitan coil minimum yaitu jika coil disusun tanpa jarak
yaitu :

$$H_{\min} = N_t \cdot OD = 41 \cdot 2.4 / 12$$

$$= 8.034202 \text{ ft}$$

$$= 2.448825 \text{ m}$$

diambil jarak antar coil = 0.5 inchi

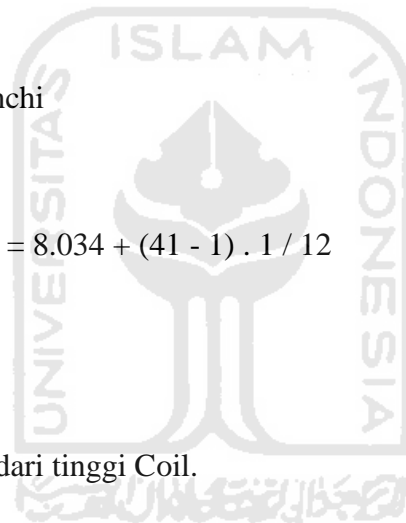
Tinggi coil total :

$$H = H_{\min} + (N_t - 1) \cdot pt / 12 = 8.034 + (41 - 1) \cdot 1 / 12$$

$$= 9.680392 \text{ ft}$$

$$= 2.950584 \text{ m}$$

Jadi Tinggi cairan lebih tinggi dari tinggi Coil.



8. Spesifikasi Reaktor

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 15 °C

Diperoleh ukuran reaktor :

Diameter = 2.67 m

Tinggi = 3.95 m

Volume cairan dalam head = 2.489 m³

Volume cairan dibadan RATB = 20.078 m³

Tinggi cairan dibadan RATB = 3.589 m

Dipilih Tebal shell : 3/16 in

Tebal Head : 3/16 in

Dipilih : Pengaduk type Marine dengan 3 blade

Jumlah baffle 4 buah

Diameter Impeler = 88.98 cm

Tinggi Impeler = 88.98 cm

Lebar Baffle = 8.90 cm

Digunakan motor dengan daya = 3.00 Hp

Luas perpindahan Panas :

A = 381.6088 sqft

Coil (Lilitan) :

Diameter Coil = 5.547 ft

Luas perpindahan panas per coil = 9.42 sqft

Jumlah Coil = 41 Lilitan

Tinggi lilitan Coil minimum = 2.449 m

Jarak antar Coil = 0.5 inchi

Tinggi Coil total = 2.951 m

Tebal Isolasi :

Tebal Isolasi = 3 in

Jenis bahan Isolasi = Asbes

Jenis Bahan Reaktor : Baja Steinless Steel

Jumlah reaktor = 1



LAMPIRAN B
GAMBAR REAKTOR

