

**PRARANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT
DARI BUTANOL DAN ASAM ASETAT
KAPASITAS 22.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Oleh :

Nama : M. Indra Maulana

Nama : Swasono A. A. W.

No. Mahasiswa : 12 521 052

No. Mahasiswa : 12 521 110

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

2016

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT
DARI BUTANOL DAN ASAM ASETAT
DENGAN KAPASITAS 22.000 TON / TAHUN**



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

Nama : M. Indra M.

Oleh :

Nama : Swasono A. A. W.

No. Mahasiswa : 12 521 052

No. Mahasiswa : 12 521 110

Yogyakarta, Oktober 2016

Pembimbing I,


Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc

Pembimbing II,


Ariany Zulkania, ST., M.Eng

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT
DARI BUTANOL DAN ASAM ASETAT
DENGAN KAPASITAS 22.000 TON / TAHUN
TUGAS AKHIR**

Oleh :

Nama : M. Indra M. Nama : Swasono A. A. W.
No. Mahasiswa : 12 521 052 No. Mahasiswa : 12 521 110

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, Oktober 2016

Tim Penguji,

Ir. Asmanto Subagyo., M.Sc

Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D

Dr. Ifa Puspari, ST., M.Eng.

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Faisal RM, M.T., Ph.D.

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr., Wb.

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

Tugas Prarancangan Pabrik Kimia yang berjudul “Prarancangan Pabrik Butil Asetat dari Butanol dan Asam Asetat Kapasitas 22.000 Ton/Tahun”, merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayah-Nya.
2. Kedua orang tua dan keluarga yang selalu menjadi semangat selama menyusun tugas akhir ini. Dan selalu memberi dukungan moril, maupun materi hingga kedua anaknya telah menyelesaikan tugas akhir ini.
3. Bapak Dr. Imam Djati Widodo, M.Eng.Sc., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Drs., Faisal R M, Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc dan Ibu Ariany Zulkania, ST., M.Eng, selaku Dosen Pembimbing Tugas Prarancangan Pabrik Kimia ini yang telah

memberikan pengarahannya dan bimbingan dalam pengerjaan maupun penyusunan laporan Tugas Prarancangan Pabrik Kimia ini.

6. Teman – teman senasib seperjuangan yang telah mewarnai perjalanan dalam menyelesaikan tugas akhir ini. teman-teman Teknik Kimia angkatan 2012
7. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan laporan Tugas Prarancangan Pabrik Kimia ini dengan tulus dan ikhlas.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan laporan Tugas Prarancangan Pabrik Kimia ini masih banyak terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Prarancangan Pabrik ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, khususnya jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Amin.

Wassalamu'alaikum Wr.,Wb.

Yogyakarta, Oktober 2016

Penyusun

DAFTAR ISI

Lembar Pernyataan Keaslian	ii
Lembar Pengesahan Pembimbing.....	iii
Lembar Pengesahan Penguji	iv
Kata Pengantar	v
Daftar Isi	vii
Daftar Tabel	xi
Daftar Gambar	xiii
Daftar Lampiran	xiii
Abstrak	xiv
Halaman Persembahan.....	xvi
BAB I Pendahuluan	1
1.1 Latar Belakang	1
1.1.1 Kapasitas Perancangan.....	3
1.2 Tinjauan Pustaka	7
1.2.1 Metode Pembuatan Butil Asetat	8
BAB II Perancangan Produk.....	11
2.1 Spesifikasi Bahan dan Produk.....	11
2.2 Pengendalian Kualitas.....	13

2.2.1	Pengendalian Kualitas Bahan	13
2.2.2	Pengendalian Kualitas Proses	14
2.2.3	Pengendalian Kualitas Produk	14
BAB III Perancangan Proses.....		16
3.1	Uraian Proses	17
3.1.1	Unit Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pembantu	17
3.1.2	Unit Reaksi.....	18
3.1.3	Unit Pemurnian Produk.....	19
3.2	Spesifikasi Alat	20
3.3	Perencanaan Produksi	44
3.1.1	Analisis Kebutuhan Bahan Baku dan Pembantu.....	44
3.1.2	Analisis Kebutuhan Peralatan Proses.....	45
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		59
4.1	Lokasi Pabrik.....	59
4.1.1	Bahan baku.....	60
4.1.2	Pemasaran	60
4.1.3	Utilitas.....	61
4.1.4	Tenaga kerja.....	61
4.1.5	Transportasi.....	61

4.2	Tata Letak Pabrik	62
4.3	Neraca Massa	67
4.4	Neraca Energi	70
4.5	Utilitas	76
4.5.1	Unit Pengolahan Air	77
4.5.2	Spesifikasi Alat-alat Utilitas	78
4.5.3	Laboratorium.....	86
4.5.4	Kebutuhan Bahan Bakar	87
4.5.5	Kebutuhan Udara Tekan	88
4.5.6	Kebutuhan Energi Listrik.....	89
4.6	Organisasi Perusahaan.....	93
4.6.1	Bentuk Umum Perusahaan.....	93
4.6.2	Bentuk Perusahaan.....	93
4.6.3	Sistem Organisasi.....	95
4.6.4	Struktur Penggajian Karyawan	106
4.6.5	Jam Kerja Karyawan.....	107
4.7	Evaluasi Ekonomi	108
4.7.1	Indeks Harga	108
4.7.2	Analisis Keuntungan.....	124

4.7.3 Analisis Kelayakan	125
BAB V Penutup	131
5.1 Kesimpulan	131
5.2 Saran	132

DAFTAR PUSTAKA

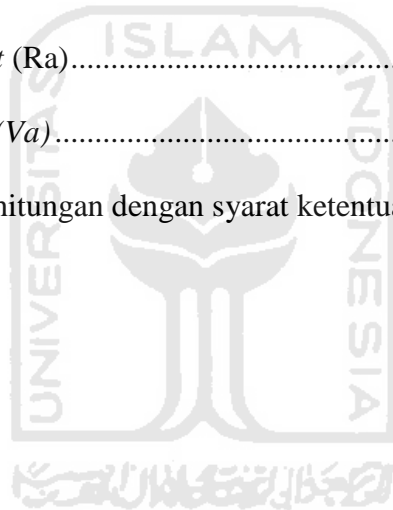
LAMPIRAN



DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data impor butyl asetat di Indonesia	3
Tabel 1. 2 Data pabrik butil asetat di Asia.....	6
Tabel 2.1 Spesifikasi bahan baku dan produk	12
Tabel 3.1 Spesifikasi pompa	42
Tabel 4. 1 Neraca massa <i>mixer</i> (M).....	67
Tabel 4. 3 Neraca massa reaktor (R).....	68
Tabel 4. 4 Neraca massa netralizer (N).....	68
Tabel 4. 5 Neraca massa <i>decanter</i> (N).....	69
Tabel 4. 6 Neraca massa menara ditilasi (MD-01)	69
Tabel 4. 7 Neraca massa menara ditilasi (MD-02)	70
Tabel 4. 8 Neraca energi <i>Mixer</i> (M)	70
Tabel 4. 10 Neracaenergi reaktor (R).....	71
Tabel 4. 11 Neraca energi netralizer (N).....	71
Tabel 4. 12 Neraca energi <i>decanter</i> (DC).....	73
Tabel 4. 13 Neraca energi menara distilasi (MD).....	73
Tabel 4. 14 Neraca energi menara distilasi (MD).....	74
Tabel 4. 15 Neraca energi <i>heater</i> (HE-01).....	75
Tabel 4. 16 Neraca energi <i>heater</i> (HE-02).....	75
Tabel 4. 16 Neraca energi <i>heater</i> (HE-03).....	75
Tabel 4. 17 Neraca energi <i>cooler</i> (CL-01).....	76
Tabel 4. 18 Neraca energi <i>cooler</i> (CL-02).....	76
Tabel 4. 19 Gaji karyawan	88

Tabel 4. 20 Rincian operator.....	89
Tabel 4. 21 Tabel <i>shift</i> karyawan.....	108
Tabel 4. 22 Index harga peralatan.....	109
Tabel 4. 23 Daftar harga alat proses.....	111
Tabel 4. 24 Daftar harga alat utilitas.....	112
Tabel 4. 25 Daftar gaji karyawan pabrik per bulan.....	115
Tabel 4. 26 Bahan baku utilitas.....	120
Tabel 4. 27 <i>Fixed cost</i> (Fa).....	127
Tabel 4. 28 <i>Regulated cost</i> (Ra).....	127
Tabel 4. 29 <i>Variable cost</i> (Va).....	127
Tabel 4. 30 Data hasil perhitungan dengan syarat ketentuan yang berlaku.....	129



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik impor butil asetat di Indonesia.....	4
Gambar 4. 1 Tata letak pabrik.....	59
Gambar 4. 2 Tata letak alat.	62
Gambar 4. 3 Skema unit pengolahan air untuk keperluan pendingin	88
Gambar 4. 3 Skema unit pengolahan air untuk keperluan domestic.....	89
Gambar 4. 5 Skema unit pengolahan air untuk keperluan steam.....	90
Gambar 4. 6 Struktur organisasi perusahaan.....	94
Gambar 4. 7 Grafik index harga.....	109
Gambar 4. 8 Grafik <i>break even point</i>	130

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A Reaktor Alir Tangki Berpengaduk.....	A-1
Lampiran B Menara Distilasi.....	B-1

ABSTRAK

Butil asetat merupakan salah satu ester yang berperan penting dalam industri kimia, biasanya digunakan sebagai pelarut. Selain itu, butil asetat juga digunakan dalam proses *coating* dan *painting*. Pada industri makanan butil asetat digunakan sebagai bahan tambahan *soft drinks*, es krim, dan keju. Butil asetat juga diaplikasikan pada industri farmasi, bahan tambahan kosmetik, dan juga sebagai komponen perasa buatan buah-buahan.

Proses produksi butil asetat dengan bahan baku butanol dan asam asetat, bekerja secara kontinyu di dalam reaktor alir tangki berpengaduk pada fase cair-cair. Di operasikan pada suhu 100 °C dan tekanan 1 atm dengan menggunakan katalis asam sulfat. Pabrik dirancang dengan kapasitas 22.000 ton/tahun dengan bahan baku yang dibutuhkan antara lain butanol sebanyak 2370,294 kg/jam dan asam asetat sebanyak 1601,550 kg/jam, dengan katalis asam sulfat sebanyak 54,096 kg/jam. Pabrik bekerja selama 24 jam per hari, 7 hari per minggu, 330 hari per tahun. Pabrik direncanakan didirikan di Tuban, Jawa Timur di atas tanah seluas 40 Ha dengan karyawan sejumlah 200 orang.

Dalam pembangunan pabrik butil asetat dibutuhkan modal investasi (*total capital investmet*) yang meliputi modal tetap (*fixed capital investment*), modal kerja (*working capital*) sebesar Rp 121.189.733.389. Dan untuk biaya produksi yang dikeluarkan setiap tahun yang terdiri atas biaya pembuatan (*manufacturing cost*) dan biaya pengeluaran umum (*general expense*) adalah sebesar Rp 625.886.040.000. Kedepannya setelah dibangun pabrik ini di proyeksikan memilikia keuntungan sebesar Rp 208.508.599.045 sebelum pajak, sedangkan untuk keuntungan sesudah pajak sebesar Rp 104.254.299.522.

Kelayakan pabrik untuk dibangun ditentukan berdasarkan nilai *retrurn of investment*, *pay out time*, *break event point*, dan *discounted cash flow*. Dan berdasarkan hasil perhitungan diperoleh nilai *return on investment* sebesar 30,60 % sebelum pajak, sedangkan sesudah pajak 15,30 %. Nilai *pay out time* adalah 2,4 tahun sebelum pajak dan sesudah pajak adalah 3,9 tahun. Nilai *break even point* sebesar 48,9 % kapasitas, nilai *shut down point* sebesar 29,3 % kapasitas, serta *discounted cash flow rate* sebesar 28,44 %.

Standar kelayakan untuk pabrik beresiko rendah adalah nilai ROI sebelum pajak adalah 44%, nilai POT maksimum sebelum pajak adalah 5 tahun, nilai BEP 40-60%, serta suku bunga di bank berkisar 1,5%. Berdasarkan hasil analisis ekonomi di atas, maka pabrik butil asetat dari butanol dan asam asetat dengan kapasitas 22.000 ton/tahun layak dan dapat didirikan.

ABSTRACT

Butyl acetate is one of the esters which has an important role in the chemical industries. Butyl acetate is usually used as a solvent but, in another purpose it's also used in coating and painting. In the food and beverages industry, butyl acetate used as additional ingredients in soft drinks, ice cream, and cheese. Butyl acetate is also used in the pharmaceutical industry, cosmetic additives, and artificial fruit flavorings.

The production process of butyl acetate from butanol and acetic acid is continuous in the continuous stirred tank reactor with liquid-liquid phase, operated at a temperature of 100 °C and a pressure of 1 atm and using sulfuric acid as catalyst. The plant was designed with a capacity of 22,000 tons/year using raw materials butanol 2,371 kg/hour, acetate acid 1,602 kg/hour, sulfuric acid catalyst as much as 54 kg/hour. Factory active days are 24 hours a day, 7 days a week, 330 days a year. The planned factory was established in Tuban, East Java, on a land area of 40 Ha with 200 employees.

To build the plant required total capital investment which includes fixed capital investment and working capital is Rp 121,189,733,389. And total production costs needed each year including manufacturing cost and general expenses are Rp 625,886,040,000. After this plant running the profits forecast earned are Rp 208,508,599,045 before tax and Rp 104,254,299,522 after tax.

The plant feasibility determined by the value of the return of investment, pay out time, break even point, shut down point, and discounted cash flow. And from the calculation obtained, the return on investment before and after tax are 30.6 % and 15.3 %, respectively. Pay out time before and after tax are 2.4 years and 3.9, respectively. Break even point are 48.9 % capacity, shut down point is at 29.3 % capacity, and the discounted cash flow rate is 28.44 %.

Standard low-risk plant, ROI before tax is 44%, the maximum pre-tax POT is 5 years, BEP 40-60%, and bank interest rates are 1.5%. Based on the economic analysis, then plant butyl acetate from butanol and acetic acid with a capacity of 22,000 tons/year is feasible to establish.

HALAMAN PERSEMBAHAN

Kupersembahkan karya sederhana ini kepada orang yang berarti

Ibunda, ayahanda, dan Keluargaku Tercinta

Sebagai tanda bakti, hormat, dan rasa terima kasih yang tiada terhingga kupersembahkan karya kecil ini kepada ibu, ayah, dan keluargaku yang telah memberikan kasih sayang, segala dukungan, dan cinta kasih yang tiada terhingga yang tiada mungkin dapat kubalas hanya dengan selembar kertas yang bertuliskan kata cinta dan persembahan. Untuk ibu, ayah dan keluargaku yang selalu membuatku termotivasi dan selalu menyirami kasih sayang, selalu mendoakanku, selalu menasehatiku menjadi lebih baik, Terima Kasih Ya Allah yang telah mengirimkan insan terbaik dalam hidupku.

Sahabat, teman-teman, dan kakak angkatan

Buat sahabatku yang bersedia mendengar keluh kesahku, terima kasih atas dukungan, doa, nasehat, hiburan, dan semangat yang kalian berikan selama ini. Untuk teman-teman teknik kimia angkatan 2012, terima kasih atas kebersamaanya dan kenanganya selama 4 tahun ini. Terima kasih juga untuk kakak angkatan yang bersedia membimbing selama ini, dan pelajaran pelajaran yang telah diberikan, terima kasih banyak.

Dosen pembimbing dan penguji Tugas Akhirku.

Bapak Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc, dan ibu Ariany Zulkania, ST., M.Eng, selaku dosen pembimbing tugas akhir, terima kasih banyak sudah begitu banyak membantu selama ini. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D, dan ibu Dr. Ifa Puspasari, ST., M.Eng selaku dosen penguji terima kasih atas nasihat, ilmu, dan mengajarkan kami arti dari sebuah kesempurnaan dan integritas.

Manisnya keberhasilan akan menghapus pahitnya kesabaran. Nikmatnya memperoleh kemenangan akan menghilangkan letihnya perjuangan menuntaskan pekerjaan. Hidup adalah perjuangan yang harus dimenangkan. Pengalaman akan membawa kita pada kegagalan dan keberhasilan, yang keduanya bersama-sama akan menempah kita untuk terus berkembang dan akhirnya menggapai kesuksesan.

MOTTO

“Maka sesungguhnya bersama kesulitan ada kemudahan. Sesungguhnya bersama kesulitan ada kemudahan. Maka apabila engkau telah selesai (dari sesuatu urusan), tetaplah bekerja keras (untuk urusan yang lain). Dan hanya kepada Tuhanmulah engkau berharap.”

(QS. Al-Insyirah,6-8)

“Jangan berhenti berdoa untuk yang terbaik bagi orang yang engkau cintai”
(Ali bin Abi Thalib)

"Barangsiapa ingin mutiara, harus berani terjun di lautan yang dalam."
(Ir. Soekarno)

"I am enough of an artist to draw freely upon my imagination. Imagination is more important than knowledge. Knowledge is limited. Imagination encircles the world."

(Albert Einstein)

“Banyak kegagalan dalam hidup ini dikarenakan orang-orang tidak menyadari betapa dekatnya mereka dengan keberhasilan saat mereka menyerah.”

(Thomas Alva Edison)

“Hidup adalah soal keberanian, menghadapi yang tanda tanya, tanpa kita mengerti tanpa kita bisa menawar. Terimalah dan hadapilah”

(Soe Hok Gie)

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Butil asetat merupakan salah satu bahan kimia organik yang banyak digunakan sebagai *solvent* di dalam industri kimia diantaranya digunakan sebagai *solvent* dalam industri cat. Butil asetat juga digunakan sebagai *protective coating* pada kerajinan kulit, tekstil dan plastik. Pada industri kosmetik butil asetat digunakan sebagai bahan yang biasa digunakan dalam sebagai bahan untuk parfum, dan aroma sintetis buah-buahan serta solven ekstraksi pada industri farmasi (Mc Ketta, 1977).

Sebagai negara yang sedang berkembang, industri kimia berkembang pesat seiring dengan berkembangnya kemajuan di bidang ilmu pengetahuan dan teknologi. Industri kimia diperlukan karena sebagian besar produk kebutuhan primer manusia dipasok dan dihasilkan dari proses industri kimia. Semakin berkembangnya industri kimia di Indonesia, semakin meningkat pula kebutuhan akan bahan penunjang untuk kelangsungan proses dalam industri. Hingga saat ini sebagian kebutuhan industri kimia dalam negara masih harus di impor dari luar negeri. Salah satu jenis produksi kimia yang dibutuhkan adalah butil asetat yang pada akhir-akhir ini kebutuhannya semakin meningkat. Untuk memenuhinya upaya yang dilakukan dengan impor dari luar negeri, dan rata rata pertahun Indonesia mengimpor 10.000 ton dari china. Selain itu butil asetat juga menjadi

komoditas yang menarik di wilayah Asean, karena hanya 3 negara yang memproduksi butil asetat, sedangkan mereka juga masih mengimpor butil asetat dari negara lain. Bahkan negara produsen industri seperti Thailand dan Vietnam tidak memiliki pabrik butil asetat sendiri, jadi pasar butil asetat masih cukup besar di wilayah ASEAN.

Keuntungan pendirian pabrik butil asetat ini selain untuk mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri yang berarti menghemat devisa negara, serta menyediakan lapangan kerja baru. Tetapi dari segi ekonomi, dengan mulainya era *AFTA* (*ASEAN Free Trade Area*) yang sudah mulai diberlakukan sejak tahun 2015 lalu, tentu pasar ini tidak terbatas dalam negeri saja tetapi juga di luar negeri khususnya Asia Tenggara.

Pendirian pabrik butil asetat di Indonesia akan berdampak positif. Dampak positif itu antara lain:

- a. Pendorong berdirinya pabrik lain yang menggunakan butil asetat sebagai bahan baku.
- b. Penarik investor dalam negara dan asing untuk berinvestasi
- c. Pembuka lapangan kerja baru.
- d. Penanggulangan masalah pengangguran.
- e. Peningkatan kesejahteraan masyarakat Indonesia.

Era *AFTA* memaksa negara kita untuk terus berkembang agar tidak tertinggal oleh negara negara lain. Salah satu cara agar tidak tertinggal dari negara lain dengan membangun sektor industri, sehingga mengembangkan potensi negara kita.

1.1.1 Kapasitas Perancangan

Untuk dapat menentukan kapasitas produksi pabrik butil asetat, ada beberapa hal yang dapat menjadi pertimbangan, yaitu:

A. Proyeksi Kebutuhan Butil Asetat dalam Negara

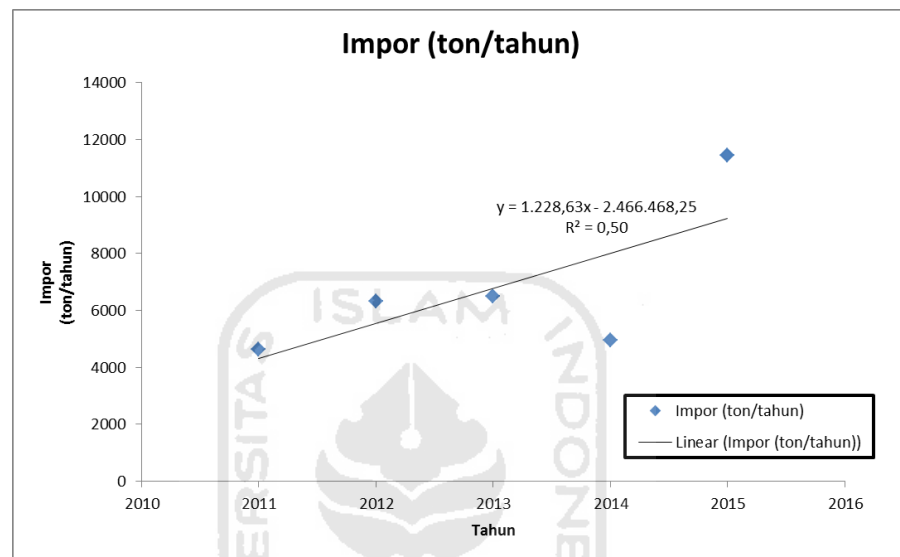
Dari beragam kegunaan butil asetat, konsumsi butil asetat yang potensial di pasaran adalah pada industri cat. Peningkatan kebutuhan butil asetat dari tahun ke tahun masih belum dapat terpenuhi oleh industri dalam negara. Fakta ini didasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) bahwa impor butil asetat mengalami kenaikan setiap tahunnya dari tahun 2011 sampai dengan tahun 2013. Hal ini merupakan peluang pasar yang cukup baik bagi pengembangan industri butil asetat, baik untuk orientasi pasar dalam negara maupun luar negara.:

Tabel 1.1 Data impor butilasetat di Indonesia

Tahun	Impor (ton/tahun)
2011	4640,849
2012	6304,711
2013	6490,8
2014	4962,429
2015	11455,157

Sumber : Badan Pusat Statistik Indonesia, 2015

Gambar 1.1 menunjukkan bahwa angka kebutuhan akan butil asetat bertambah dari tahun ke tahun, dengan grafik ini dapat di ramalkan kebutuhan butil asetat pada tahun 2021, menggunakan persamaan regresi linier.



Gambar 1.1 Grafik impor butil asetat di Indonesia

Dari persamaan $y = 1.228,63x - 2.466.468,25$ maka diperoleh perkiraan kebutuhan impor butil asetat di Indonesia pada tahun 2021 adalah sebesar 16.600 ton.

Menurut ICIS *Chemical Business* permintaan di China telah diperkirakan oleh pelaku pasar sekitar 600.000 ton / tahun kebutuhan. Selain China produsen butil asetat lain di Asia adalah Indonesia, Jepang, Malaysia, Singapura, Korea Selatan, dan Taiwan.

Sejalur dengan program presiden Jokowi “Nawacita” yang berbunyi “Meningkatkan produktivitas rakyat dan daya saing di pasar internasional sehingga bangsa Indonesia bisa maju dan bangkit bersama bangsa-bangsa

Asia lainnya.” Dan demi kemandirian bangsa dan bisa bangkit di pasar Asia maka dipilih kapasitas 22.000 ton/ tahun, dengan mempertimbangkan kapasitas produksi butil asetat paling rendah di dunia, kebutuhan butil asetat dalam negeri dahulu kemudian mulai meng-impor ke pasar-pasar di Asean.

B. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang dibutuhkan pada pembuatan butil asetat dari butanol dan asam asetat antara lain adalah butanol, asam asetat. Asam sulfat sebagai katalis dan natrium hidroksida sebagai *netralizer*.

- ▶ Butanol diperoleh dari PT Petro Oxo Nusantara Gresik yang berkapasitas 18.000 ton/tahun
- ▶ Asam asetat diperoleh dari PT Indo Acidatama Karanganyar yang berkapasitas 16.500 ton/tahun
- ▶ Sodium hidroksida didapat dari PT Industri Soda Indonesia Sidoarjo yang berkapasitas 12.000 ton/tahun
- ▶ Asam sulfat didapat dari PT Petrokimia Gresik yang berkapasitas 678.000 ton/tahun

(sumber: www.kemenperin.go.id)

C. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri

Dengan beberapa pertimbangan di atas, maka direncanakan akan didirikan pabrik butil asetat dengan kapasitas 22.000 ton/tahun. Dipilih kapasitas sebesar 22.000 ton/tahun yang berarti dapat memenuhi kebutuhan impor di Indonesia dan dengan mempertimbangkan beberapa pabrik butil

asetat yang sudah berdiri, ketersediaan bahan baku, serta cepat atau tidaknya daya serap oleh pasar.

Pasar butil asetat tidak hanya di dalam negara saja tetapi juga ke pasar Asean. Karena semakin terbukanya era *Asean Free Trade Area* menjadi satu kesempatan buat bangsa Indonesia mengembangkan juga sektor industri kimia. Selain itu saingan-saingan tidak hanya dari Indonesia tetapi juga dari wilayah Asia. Beberapa pabrik butil asetat yang terdapat di wilayah Asia:

Tabel 1. 2 Data pabrik butil asetat di Asia

Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
Wuxi Baichuan,China	200.000
Jiangmen, China	100.000
Celanese, Singapore	100.000
Korea alcohol, south korea	85.000
Shandong, China	80.000
Shiny, Taiwan	60.000
KH Neochem,Japan	40.000
Chang Chun,Taiwan	40.000
PT Eternal Buana Chemical Industries	20.000

(Sumber: www.icis.com *Chemical Business*)

1.2. Tinjauan Pustaka

Butil asetat dapat di produksi melalui beberapa reaksi, dan setiap reaksi memiliki kelebihan dan kekurangannya masing-masing. Dari beberapa reaksi, akan dipilih reaksi yang memiliki resiko paling rendah.

1.2.1 Metode Pembuatan Butil Asetat

Butil asetat merupakan salah satu ester, memiliki rumus bangun $\text{CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9$. Pembentukan butil asetat umumnya terjadi melalui reaksi esterifikasi. Adapun cara-cara yang dapat dipakai dalam pembuatan butil asetat adalah:

1. Pembuatan ester dari asam anhidrid



Dengan meraksikan asam anhidrid dengan 2-methyl-2-propanol, sehingga didapatkan hasil butil asetat dan asam asetat.

Kelebihan:

Reaksi berjalan lebih cepat dibanding reaksi lain yang sejenis bila ada penambahan katalis seperti asam sulfat, *zinc chlorid*, dsb

Kekurangan:

- Reaksi dapat mengubah sifat ester
- Mempunyai hasil samping berupa asam asetat sehingga kemurnian butil asetat kurang tinggi.

2. Pembuatan ester dari asam amino



Dengan mereaksikan asam amino dengan butanol, sehingga didapatkan butil asetat dengan hasil samping amonia.

Kelebihan:

Mempunyai *yield* yang tinggi.

Kekurangan:

- Reaksi hanya dapat dijalankan pada suhu yang tinggi
- Mempunyai hasil samping berupa NH_3
- Reaksi membutuhkan panas (endoterm)

3. Pembuatan ester dari garam dan alkil halida



Dengan mereaksikan natrium asetat dengan alkil halide, sehingga didapatkan butil asetat dengan hasil samping natrium bromide.

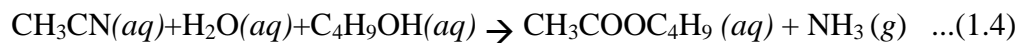
Kelebihan:

Lebih murah bila dibanding reaksi pembuatan ester dengan menggunakan bahan baku alkohol atau ester yang diperoleh dari esterifikasi langsung.

Kekurangan:

- Reaksi berjalan lambat
- Mempunyai hasil samping berupa NaBr.
- Bahan bakunya mudah menguap

4. Pembuatan ester dari asam nitrat



Dengan mereaksikan asetonitril, air dan butanol, sehingga didapatkan butil asetat dengan hasil samping amonia.

Kelebihan:

Reaksi dapat dijalankan pada kondisi operasi suhu dan tekanan rendah, sehingga kemungkinan untuk terjadinya bahaya ledakan pada saat bereaksi rendah.

Kekurangan:

- Waktu reaksi lama
- Mempunyai hasil samping berupa NH_3
- Reaksi lebih kompleks jika dibanding reaksi yang lain.

5. Pembuatan ester dari karbon monoksida



Dengan mereaksikan *methoxybutane* dan karbon monoksida, sehingga didapatkan butil asetat.

Kelebihan:

- Tidak mempunyai hasil samping
- Kemurnian tinggi.

Kekurangan:

- Suhu reaksi tinggi
- Reaksi berjalan bila tekanan reaksi tinggi
- Bahan baku CO beracun

6. Pembuatan ester dari asam organik



Dengan mereaksikan asam asetat dan butanol, sehingga didapatkan butil asetat dengan hasil samping air.

Kelebihan:

- Reaksi berlangsung secara *reversible*
- Bahan baku tidak beracun
- Reaksi berjalan pada suhu dan tekanan yang relatif rendah.

Kekurangan:

Mempunyai hasil samping berupa air

(Sumber: Fessenden, R.J & Fessenden, J.S, *Organic Chemistry* 1982)

Berdasarkan kelebihan dan kekurangan dari masing-masing cara pembuatan butil asetat maka dipilih pembuatan butil asetat dari butanol dan asam asetat dengan pertimbangan:

- Bahan baku tidak beracun
- Berlangsung dalam kondisi operasi 100 °C dan tekanan 1 atm
- Untuk memperoleh butil asetat sebesar mungkin dapat digunakan katalis asam sulfat sehingga kecepatan reaksi ke kanan lebih besar

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan dan Produk

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan butil asetat dirancang berdasarkan variabel utama yaitu, spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas.

Bahan baku sendiri terbagi menjadi 2 kategori bahan baku, yaitu bahan baku utama dan bahan baku pembantu.

a. Bahan baku utama

Bahan baku adalah bahan mentah yang digunakan sebagai dasar untuk pembuatan suatu produk. Dalam pembuatan butil asetat ini bahan baku yang digunakan adalah butanol dengan konsentrasi 99% dan asam asetat dengan konsentrasi 99%.

b. Bahan baku pembantu

Bahan baku pembantu merupakan bahan yang dapat meningkatkan efisiensi atau keamanan produksi tetapi bukan menjadi bagian dari bagian utama produk jadi. Dalam hal ini adalah asam asetat yang berfungsi sebagai katalis dan natrium hidroksida sebagai agen penetral.

Spesifikasi bahan baku dan produk disajikan pada Tabel 2.1 :

Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Nama Molekul	Butil Alkohol	Asam Asetat	Asam Sulfat	Natrium Hidroksida	Butil Asetat	Natrium Sulfat	Air
Rumus Molekul	C ₄ H ₁₀ O	CH ₃ COOH	H ₂ SO ₄	NaOH	C ₄ H ₉ COOCH ₃	Na ₂ SO ₄	H ₂ O
Berat Molekul (g/mol)	74,122	60,052	98,078	40	116,15828	142,04 a	18,015
Fase	Cair	Cair	Cair	Cair	Cair	Cair	Cair
Kenampakan	Tak berwarna	Tak berwarna	Tak berwarna	318,4	Tak berwarna	Tak berwarna	Tak berwarna
Titik Didih (°C)	117,7	118	337	142,5	126	1429	99,97
Titik Beku (°C)	-89,3	16,7	10	12,5	-77,9	884	0
Titik nyala	35	39	Tak ternyalakan	Tak ternyalakan	22,2	Tak ternyalakan	Tak ternyalakan
Temperatur kritis	289,8	321,6	246	(I.Mackay, Donald, <i>Handbook of physical-chemical</i> , 1997)	305,9	-	347,15
Tekanan kritis (atm)	43,55	57,1	85,8	-	31	-	281,4
Densitas (g/cm ³)	0,81	1,049	1,83	2,13	0,882	2,66	0,998
Kemurnian	99%	99%	98%	85%	99%	-	-
Impurities	1% Air	1% Air	2% Air	15% air	1% butanol	-	-
Kelarutan	Larut di banyak pelarut organik, tidak larut di air	Larut dalam air dan alkohol	Larut dalam air	Larut dalam air	Larut dalam air 0.7g/1L	Larut dalam air dan asam iodide	Larut dalam Etanol dan metanol

2.2 Pengendalian Kualitas

2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan sebelum proses produksi berjalan, yaitu berupa pengujian bahan baku. Pengujian ini dimaksudkan agar bahan baku sesuai spesifikasi yang diharapkan pada alat proses. Pengujian yang dilakukan yaitu sesuai standar, dengan parameter:

- a. Kemurnian dan bahan baku asam asetat, butanol, asam sulfat, dan sodium asetat.
- b. Kandungan di dalam asam asetat, butanol, asam sulfat, dan sodium asetat
- c. Kadar air
- d. Kadar air pengotor

2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses dilakukan dengan tujuan menjaga mutu proses sehingga nantinya menghasilkan produk yang berkualitas. Pengendalian kualitas proses dilakukan dengan alat-alat kendali yang terdapat pada *control room*, digunakan *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi ketidaksesuaian dari yang telah diset pada alur proses dapat diketahui dari sinyal atau penanda yang dibuat yaitu nyala lampu, alarm, dan sebagainya. Jika penyimpangan terjadi, maka harus dikembalikan ke kondisi semula (normal), baik secara manual atau otomatis. Beberapa alat kontrol yang dibuat yaitu:

- *Liquid level control*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki untuk mendeteksi perubahan tinggi cairan.

- *Pressure control*

Merupakan alat yang dipasang untuk mendeteksi perubahan tekanan.

- *Flow rate control*

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

- *Temperature control*

Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses. Untuk mendeteksi perubahan suhu.

Penyimpangan yang terjadi tersebut dapat disebabkan oleh beberapa hal, yaitu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi, dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil *monitoring* yang dilakukan oleh alat-alat kontrol tersebut yang kemudian divisualisasikan dalam bentuk nyala lampu atau diaudiokan dalam bentuk alarm.

2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dimaksudkan untuk memperoleh kualitas produk yang akan dihasilkan agar sesuai spesifikasi. Ini harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Sehingga pengendalian kualitas produk ini juga meliputi pengawasan mutu bahan

baku, bahan pembantu, maupun produk. Pengawasan mutu ini juga dapat dilakukan dengan analisa di Laborarium Pemeriksaan Pengendalian Kualitas, yaitu meliputi:

a. Pengawasan mutu bahan baku

Hal ini dimaksudkan untuk mengukur kualitas butanol dengan kemurnian 99% dan asam asetat dengan kemurnian 99%. Apabila belum memenuhi kriteria, maka di mungkinkan untuk mengembalikan bahan baku tersebut kepada *supplier*.

b. Pengawasan mutu bahan pembantu

Bahan-bahan pembantu juga perlu dicek apakah sudah memenuhi spesifikasi yang ditentukan, asam asetat dengan konsentrasi 98 %, dan natrium hidroksida dengan konsentrasi 85%. Bahan-bahan pembantu diperlukan untuk membantu kelancaran proses.

c. Pengawasan mutu produk

Produk butil asetat yang dihasilkan juga perlu diuji kualitasnya demi memperoleh produk dengan spesifikasi sesuai keinginan, yaitu butil asetat dengan konsentrasi 99%. Jika terjadi mutu produk tidak sesuai keinginan maka perlu dilakukan pengecekan pada tahap proses karena dimungkinkan pada tahap proses yang mampu mempengaruhi mutu produk.

d. Pengendalian kualitas produk pada saat pemindahan

Pemindahan produk dari *storage tank* ke truk hingga ke kapal, perlu untuk dijaga agar kualitasnya tidak berubah (menurun).

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Perancangan Pabrik butil asetat ($C_6H_{10}O_2$) ini berbahan baku dari n-butanol (C_4H_9OH) dan Asam Asetat (CH_3COOH) yang direaksikan dengan katalis asam sulfat (H_2SO_4) yang berlangsung pada suhu $100^\circ C$ pada reaktor. Pembuatan butil asetat ini melalui tiga tahapan proses yaitu:

- Persiapan Bahan Baku.
- Unit Reaksi.
- Pemurnian Produk.



Unit Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pembantu

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan butil asetat adalah butanol, asam asetat, katalisator asam sulfat, dan bahan pembantu natrium hidroksida.

Bahan baku butanol dan asam asetat dengan kemurnian 99% di disimpan pada tangki penyimpanan yang berbeda (T-01) untuk butanol dan (T-02) untuk asam asetat, dalam fase cair pada suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm. Untuk mengalirkan butanol dari mobil pengangkut ke tangki (T-01) digunakan pompa (P-01), untuk mengalirkan asam asetat dari mobil pengangkut ke tangki (T-02) digunakan pompa (P-02). butanol

dari tangki (T-01) dialirkan menuju mixer (M) dengan menggunakan pompa (P-04) dan asam asetat dari tangki (T-02) menggunakan pompa (P-05) untuk dialirkan ke mixer (M). Selanjutnya bahan baku butanol yang telah tercampur dengan asam asetat dialirkan menuju reaktor (R) dengan dilewatkan terlebih dahulu ke dalam *pemanas* (HE-01) menggunakan pompa (P-06) untuk dinaikan suhunya dari 30°C menjadi 100°C.

Bahan baku asam sulfat 98% dialirkan dari mobil tangki pengangkut bahan baku menggunakan pompa (P-03) menuju tangki penyimpanan (T-03) dalam fase cair pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. asam sulfat kemudian dialirkan menuju reaktor (R) untuk direaksikan dengan campuran butanol dan asam asetat menggunakan pompa (P-07) yang sebelumnya dipanaskan menggunakan *pemanas* (H-02) untuk dinaikan suhunya dari 30°C menjadi 100°C.

Bahan baku natrium hidroksida dengan konsentrasi 50% dialirkan dari mobil tangki pengangkut bahan baku menggunakan pompa (P-04) menuju tangki penyimpanan (T-04) dalam fase cair pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. natrium hidroksida dengan konsentrasi 50% dialirkan menuju netralizer (N-01) menggunakan pompa (P-06) yang sebelumnya dipanaskan pada pemanas (HE-02) dengan suhu 40°C.

3.1.1 Unit Reaksi

Proses pembuatan butil asetat membutuhkan bahan baku dengan perbandingan mol butanol dengan asam asetat adalah 1,2 : 1. Jenis reaktor yang digunakan adalah reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) karena

reaksi terjadi pada fase cair-cair. Reaktor beroperasi pada suhu 100 °C dan tekanan 1 atm.

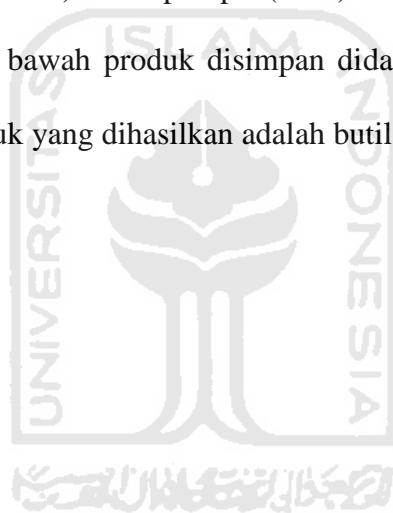
Reaksi berjalan pada kondisi eksotermis sehingga reaktor dilengkapi dengan jaket pendingin untuk menjaga kekonstanan suhu operasi, pada umpan masuk reaktor ada penambahan komponen yang berasal dari *recycle* menara destilasi (MD). Selanjutnya produk yang keluar dari reaktor (R) dialirkan oleh pompa (P-09) menuju *netralizer* (N) yang berfungsi menetralkan asam sulfat H₂SO₄ yang keluar dari reaktor (R) dengan NaOH yang dialirkan menggunakan pompa (P-10). Produk *netralizer* (N) diumpankan ke dalam dekanter (DC) dengan suhu operasi 40 °C dan tekanan 1 atm menggunakan pompa (P-10), akan terbentuk dua fase yaitu fase ringan dan fase berat. Lapisan atas merupakan fase ringan, dengan bantuan pompa (P-12) dialirkan menuju Menara Distilasi (MD-01) dengan dinaikkan terlebih dahulu suhunya dari 40 °C menjadi 114 °C di dalam *pemanas* (HE-03). Sedangkan lapisan bawah *decanter* (D) merupakan fase berat yang akan dialirkan ke Unit Pengolahan Limbah menggunakan pompa (P-10).

3.1.2 Unit Pemurnian Produk

Fase ringan *decanter* (D) setelah dilewatkan di *pemanas* (HE-03) diumpankan ke menara distilasi (MD-01) dengan suhu 114 °C dan tekanan 1 atm. Hasil atas menara distilasi (MD-01) pada kondisi operasi 110 °C dan 1,2 atm disimpan sementara di dalam *accumulator* (ACC-01) selama 20 menit dengan kondisi operasi sama dengan ketika keluar dari puncak menara, kemudian diembunkan di dalam *condenser* (CD-01) dengan

pendingin air 30 °C dan di-*recycle* masuk ke reaktor (R) dengan bantuan pompa (P-14).

Sedangkan hasil bawah menara distilasi (MD-01) dengan kondisi operasi 118 °C dan 1 atm diumpankan ke *reboiler* untuk diuapkan sebagiannya dengan *pemanas steam* jenuh bersuhu 135 °C. Sebagian lagi merupakan campuran produk butil asetat, didinginkan terlebih dahulu di *cooler* (CL-02) dari 120 °C menjadi 35 °C. Selanjutnya, hasil bawah dari menara distilasi (MD-01) ini dipompa (P-14) untuk dimurnikan kembali pada (MD-02) hasil bawah produk disimpan didalam tangki penyimpanan produk (T-05). Produk yang dihasilkan adalah butil asetat dengan kemurnian 96%.



3.2 Spesifikasi Alat

Mixer (M)

Fungsi	: Mencampur C_4H_9OH dengan CH_3COOH dengan kecepatan umpan 1.847,27 kg/jam dan CH_3COOH 1.561,32 kg/jam
Jenis alat	: Tangki berpengaduk
Jenis Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan 1 atm Suhu 30 °C
Dimensi <i>Mixer</i>	: Diameter 1,85 m Tinggi 3,7 m
Tebal <i>Shell</i>	: 1 1/2 in
Tebal <i>Head</i>	: 1 1/2 in
Pengaduk	: Tipe <i>Marine</i> dengan 6 blade Jumlah <i>baffle</i> 4 buah Diameter <i>impeler</i> 46,29 cm Tinggi <i>impeler</i> 46,29 cm Lebar <i>baffle</i> 18,52 cm Daya motor 0,25 Hp
Jumlah alat	: 1 unit

Reaktor (R)

Fungsi : Mereaksikan C_4H_9OH dengan CH_3COOH menjadi $CH_3COOC_4H_9$ dengan kecepatan umpan C_4H_9OH 1.847,27 kg/jam dan CH_3COOH 1.561,32 kg/jam dan penambahan komponen produk dari *recycle* $CH_3COOC_4H_9$ 146,19 kg/jam dan C_4H_9OH 463,49kg/jam.

Jenis alat : Reaktor alir tangki berpengaduk

Jenis Bahan : *Stainlis Steel*

Kondisi Operasi : Tekanan 1 atm
Suhu 100 °C

Dimensi reaktor : Diameter 2.25 m
Tinggi 3.38 m

Tebal *Shell* 1/4 in

Tebal *Head* 1/4 in

Pengaduk : Jumlah blade 3 blade

Type marine

Jumlah *baflel* 4

Diameter pengaduk 0,75 m

Tinggi pengaduk 0.159 m

Power 0,05 Hp

Jaket Pendingin : Suhu masuk 30 °C

Suhu keluar 50 °C

UD 5 btu/jam.ft².°F

Tinggi Jacket 3.388 m

Jarak dinding reactor dan selimut: 0.887 m

Jenis bahan Carbon steel grade C

Jumlah alat : 1 unit

Neutralizer (N)

Fungsi : Menetralkan H₂SO₄ yang keluar dari reaktor (R) dengan NaOH dengan kecepatan umpan masuk dari reaktor (R) 4.196,79 kg/jam dan umpan NaOH 86,102 kg/jam

Jenis alat : Tangki alir berpengaduk

Jenis Bahan : *Stainless steel*

Kondisi Operasi : Tekanan 1 atm

Suhu 30 °C

Dimensi : Diameter 2,12 m

Tinggi 3,18 m

Tebal *shell* 5/16 in

Tebal *head* 5/16 in

Pengaduk : Tipe *marine* dengan 3 blade

Jumlah *baffle* 4 buah

Diameter *impeler* 70,59 cm

Tinggi *impeler* 2,3cm

Lebar *baffle* 12 cm

Daya motor 1 Hp

Jumlah alat : 1 unit

Decanter (DC)

Fungsi : Memisahkan fase ringan dan fase berat dari

neutralizer (N) dengan kecepatan umpan masuk

4.282,896 kg/jam

Jenis alat : *Horizontal drum decanter*

Kondisi Operasi : Tekanan 1 atm

Suhu 30 °C

Dimensi *decanter* : Diameter 0,729 m

Panjang 3,646 m

L/D 3,423 m ($3 < L/D < 5$)

Pipa :

1. Pipa fase ringan:

Diameter 1,5 in

Tinggi 0,584 m

2. Pipa fase berat:

Diameter 1 in

Tinggi 0,25 m

3. Pipa Umpan:

Diameter 1,5 in

Tinggi 0,25 m

Tebal *shell* : 3/16 in

Tebal *head* : 3/16 in

Jumlah alat : 1 unit

Menara distilasi (MD-01)

Fungsi : Memisahkan butil asetat sebagai produk utama untuk di murnikan sebagai hasil bawah menara dengan kecepatan umpan masuk 3.513,05 kg/jam

Kondisi Operasi :

1. Kondisi operasi puncak menara:

Tekanan 1,2 atm

Suhu 110 °C

2. Kondisi operasi dasar menara:

Tekanan 1 atm

Suhu 126 °C

3. Kondisi operasi umpan menara:

Tekanan 1 atm

Suhu 115,7 °C

Jumlah plate : Total 15 *stage*

Dimensi menara : Tinggi menara 11 m

Diameter puncak 0,7 m

Diameter dasar 0,8482 m

Tebal menara : Tebal *shell* 1/4 in

Tebal *head* 3/8 in

Volume menara : 1,9239 m³

Ukuran Pipa:

1. Pipa Pemasukan umpan 1 in
2. Pipa hasil atas menuju *condensor* 1 in
3. Pipa Pemasukan *reflux* destilat 3/4 in
4. Pipa Pengeluaran *bottom* 1,5 in
5. Pipa *reflux bottom* 4 in

Jumlah alat : 1 unit

Menara distilasi (MD-02)

Fungsi : Melanjutkan proses pemurnian butil asetat sebagai produk utama untuk disimpan ke dalam tangki penyimpanan (T-05) sebagai hasil bawah menara dengan kecepatan umpan masuk 3097,80 kg/jam

Kondisi Operasi :

1. Kondisi operasi puncak menara:

Tekanan 1,2 atm

Suhu 110°C

2. Kondisi operasi dasar menara:

Tekanan 1 atm

Suhu 126,5 °C

3. Kondisi operasi umpan menara:

Tekanan 1 atm

Suhu 126 °C

Jumlah plate : Total 12 *stage*

Dimensi menara : Tinggi menara 8,71 m

Diameter puncak 0,4 m

Diameter dasar 0,8482 m

Tebal menara : Tebal *shell* 1/4 in

Tebal *head* 3/8 in

Volume menara : 0,737 m³

Ukuran Pipa:

6. Pipa Pemasukan umpan 1 in
7. Pipa hasil atas menuju *condensor* 1 in
8. Pipa Pemasukan *reflux* destilat 3/4 in
9. Pipa Pengeluaran *bottom* 1,5 in
10. Pipa *reflux bottom* 4 in

Jumlah alat : 1 unit

Condenser (CD-01)

Fungsi : Mengembungkan uap yang keluar dari puncak menara distilasi (MD-01) pada suhu 110 °C dengan pendingin air pada suhu 30 °C keluar suhu 50 °C dengan kecepatan umpan 415,256 kg/jam

Jenis alat : *Shell & tube condenser*

Bahan : *Stainless steel*

Lay out HE 1-2 :

Shell : ID *shell* 17 1/4

Jumlah pipa 96
Pass 1
Tube : OD pipa 0,75, BWG 13
 ID pipa 0,62
Pitch 1 *square pitch*
 Panjang 12
Pass 2

A : 263,82 sqft

Ud terkoreksi : 48 Btu/j sqft F

Uc : 399,760 Btu/j sqft F

Rd : 0,1427

Rd min : 0,002 Jadi $Rd > Rd \text{ min}$ -----> bisa digunakan

Jumlah alat : 1 unit

Condenser (CD-02)

Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara distilasi (MD-02) pada suhu 110 °C dengan pendingin air pada suhu 30 °C keluar suhu 50 °C dengan kecepatan umpan 232,660 kg/jam

Jenis alat : *Shell & tube condenser*

Bahan : *Stainless steel*

Lay out HE 1-2 :

Shell : ID shell 17 1/4

Jumlah pipa 48

Passe 1

Tube : OD pipa 0,75, BWG 13

ID pipa 0,62

Pitch 1 square pitch

Panjang 12

Pass 2

A : 205,30 sqft

Ud terkoreksi : 59 Btu/j sqft F

Uc : 399,76 Btu/j sqft F

Rd : 0,1427

Rd min : 0,002 Jadi $Rd > Rd \text{ min}$ -----> bisa digunakan

Jumlah alat : 1 unit

Accumulator (ACC-01)

Fungsi : Menampung sementara hasil atas menara distilasi (MD-01) dengan waktu tinggal 20 menit dan kecepatan umpan masuk 415,256 kg/jam

Jenis alat : Tangki silinder horizontal

Kondisi Operasi : Tekanan 1 atm

Suhu 110 °C

Dimensi tangki : Diameter 0,69 m

Tinggi 4,198 m

Tebal *shell* 1/4 in

Tebal *head* 1/4 in

Jumlah alat : 1 unit

Accumulator (ACC-02)

Fungsi : Menampung sementara hasil atas menara distilasi (MD-01) dengan waktu tinggal 20 menit dan kecepatan umpan masuk 232,660 kg/jam

Jenis alat : Tangki silinder horizontal

Kondisi Operasi : Tekanan 1 atm

Suhu 110 °C

Dimensi tangki : Diameter 0,69 m

Tinggi 4,198 m

Tebal *shell* 1/4 in

Tebal *head* 1/4 in

Jumlah alat : 1 unit

Reboiler (RB-01)

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah menara distilasi (MD-01) pada suhu 126 °C dengan *pemanas steam* jenuh pada suhu 135 °C

Jenis alat : *Shell & tube kettle reboiler*

Bahan : *Stainless Steel*

Lay Out HE 1 - 2 :

Shell : ID *Shell* 13 1/4

Jumlah pipa 206

Pass 1

Tube : OD pipa 0,75, BWG 16

ID pipa 0,62

Pitch 1 *square pitch*

Panjang 14 ft

Pass 4

A : 1742,41 sqft

Ud terkoreksi : 101 Btu/j sqft F

Uc : 1725,86 Btu/j sqft F

Rd : 0,00641
 Rd min : 0,001 Jadi $Rd > Rd \text{ min}$ -----> bisa digunakan
 Jumlah alat : 1 unit

Reboiler (RB-02)

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah menara distilasi (MD-01) pada suhu 126 °C dengan *pemanas steam* jenuh pada suhu 135 °C

Jenis alat : *Shell & tube kettle reboiler*

Bahan : *Stainless Steel*

Lay Out HE 1 - 2 :

Shell : ID *Shell* 13 1/4

Jumlah pipa 250

Pass 1

Tube : OD pipa 0,75, BWG 16

ID pipa 0,62

Pitch 1 *square pitch*

Panjang 14 ft

Pass 4

A : 1180,63 sqft

Ud terkoreksi : 97 Btu/j sqft F

	Panjang 20 ft
A	: 52,8373 sqft
Ud terkoreksi	: 18,8809 Btu/j ft ² °F
Uc	: 20,0146 Btu/j ft ² °F
Rd	: 0,004
Rd min	: 0,001 (<i>light organic</i>)
	: 0,001 (<i>steam</i>)
Rd min total	: 0,002 Jadi Rd > Rd min -----> bisa digunakan
Jumlah alat	: 1 unit
Heater – 02 (HE-02)	
Fungsi	: Memanaskan H ₂ SO ₄ dari suhu 30 °C menjadi suhu 100 °C menuju <i>Netralizer</i> dengan pemanas steam jenuh pada suhu 135 °C dengan kecepatan umpan 53,814 kg/jam
Jenis alat	: <i>Double pipe</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Jumlah Hairpin	: 1
Inner pipe	: OD pipa 1,66 in, BWG 40 ID pipa 1,38 in, <i>Flow Area</i> 0,913 sq in <i>Surface Area</i> 0,275 sqft/ft

Pressure drop 0,0001 psi

Panjang 12 ft

Annulus : OD pipa 2,38 BWG 40

ID pipa 2,067

Pressure 22,4941 psi

Panjang 12 ft

A : 1,5556 sqft

Ud terkoreksi : 15,4732 Btu/j sqft F

Uc : 16,2265 Btu/j sqft F

Rd : 0,0416

Rd min : 0,001 (*light organic*)

: 0,001 (*steam*)

Rd min total : 0,002 Jadi $Rd > Rd \text{ min}$ -----> bisa digunakan

Jumlah alat : 1 unit

Heater – 03 (HE-03)

Fungsi : Memanaskan NaOH dari suhu 30 °C menjadi suhu 40 °C menuju *Netralizer* dengan pemanas *steam* jenuh pada suhu 135 °C dengan kecepatan umpan 86,102 kg/jam

Jenis alat : *Double pipe*

Bahan : *Stainless Steel*

Jumlah Hairpin	: 1
Inner pipe	: OD pipa 1,66 in, BWG 40 ID pipa 1,38 in, <i>Flow Area</i> 0,913 sq in <i>Surface Area</i> 0,275 sqft/ft <i>Pressure drop</i> 0,0001 psi Panjang 12 ft
<i>Annulus</i>	: OD pipa 2,38 BWG 40 ID pipa 2,067 <i>Pressure</i> 22,4941 psi Panjang 12 ft
A	: 1,5556 sqft
Ud terkoreksi	: 13,37 Btu/j sqft F
Uc	: 14,65 Btu/j sqft F
Rd	: 0,0416
Rd min	: 0,001 (<i>light organic</i>) : 0,001 (<i>steam</i>)
Rd min total	: 0,002 Jadi $Rd > Rd \text{ min}$ -----> bisa digunakan
Jumlah alat	: 1 unit

Heater – 04 (HE-04)

Fungsi : Memanaskan umpan masuk menara destilasi (MD) dari suhu 40 °C menjadi suhu 114 °C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 135 °C dengan kecepatan umpan 3.513,055 kg/jam

Jenis alat : *shell and tube*

Bahan : *Stainless Steel*

Shell : BWG 10

ID pipa 8 in,

Flow Area 0,81 sq in

Surface Area 260,2379 ft²

Pressure drop 0,0001 psi

Passes 1

Annulus : OD pipa 3/4 BWG 10

ID pipa 0,482

Flow Area 0,923 sq in

Pressure 0,3395 psi

Panjang 13 ft

A : 257,4928 sqft

Ud terkoreksi : 51 Btu/j sqft F

Uc : 78,1540 Btu/j sqft F

Rd : 0,0067

Rd min : 0,001 (*light organic*)

: 0,001 (*steam*)

Rd min total : 0,002 Jadi $Rd > Rd \text{ min}$ -----> bisa
digunakan

Jumlah alat : 1 unit

Cooler – 01 (CL-01)

Tugas : Mendinginkan umpan masuk netralizer (N) dari suhu
100 °C menjadi suhu 40 °C dengan pendingin masuk
pada suhu 30 °C keluar pada suhu 50 °C dengan
kecepatan umpan 4.196,794 kg/jam

Jenis alat : *doubel pipe*

Spesifikasi pipa : OD pipa 1,66,
ID pipa 1,38
BWG 10

AT1 0,913 sq in

AT2 0,2146 sqft/ft

Anulus : ID 10

Nt 52

Pass 2

Inner pipe : OD 0,75, BWG 10

ID 0,48

Pitch 1 Square Pitch

Panjang 10

Pass 2

<i>Pressure Drop</i>	: annulus 0,0212 psi inner 0,0229171 psi
A	: 70,0047 sqft
Ud terkoreksi	: 77,30 Btu/j sqft F
Uc	: 111 Btu/j sqft F
Rd	: 0,00396
Rd min	: 0,001 (<i>light organic</i>) : 0,001 (<i>steam</i>)
Rd min total	: 0,002 Jadi Rd > Rd min -----> bisa digunakan
Jumlah alat	: 1 unit
Cooler – 02 (CL-02)	
Tugas	: Mendinginkan hasil bawah menara distilasi (MD) dari suhu 120,58 °C menjadi suhu 35 °C dengan pendingin masuk pada suhu 30 °C keluar pada suhu 50 °C dengan kecepatan upan 2.865,14 kg/jam
Jenis alat	: <i>Shell & tube</i>
Spesifikasi pipa	: OD 0,75 in ID 0,482 in BWG 10 AT1 0,182 sqin

	AT2 0,1963 sqft/ft	
	Jumlah 61 pipa	
<i>Shell</i>	: ID <i>shell</i> 10	
	Nt 52	
	<i>Pass</i> 2	
<i>Tube</i>	: OD 0,75, BWG 10	
	ID 0,48	
	<i>pitch</i> 1 <i>Square Pitch</i>	
	panjang 10	
	<i>Pass</i> 2	
<i>Pressure Drop</i>	: <i>Shell</i> 0,0167 psi	
	Pipa 0,0728174 psi	
A	: 314,58 sqft	
Ud terkoreksi	: 90,42 Btu/j sqft F	
Uc	: 179 Btu/j sqft F	
Rd	: 0,00546	
Rd min	: 0,001 (<i>light organic</i>)	
	: 0,001 (<i>steam</i>)	
Rd min total	: 0,002	Jadi Rd > Rd min -----> bisa
		digunakan
Jumlah alat	: 1 unit	

Tangki – 01 (T-01)

Tugas : Menyimpan C_4H_9OH pada suhu $30\text{ }^\circ\text{C}$ tekanan 1 atm dan waktu tinggal 7 hari dengan kapasitas penyimpanan 1.940,100 kg/jam

Jenis alat : Tangki silinder vertikal

Kondisi operasi : Suhu $30\text{ }^\circ\text{C}$

Tekanan 1 atm

Waktu tinggal : 7 hari

Dimensi tangki : Diameter 18,29 m

Tinggi 7,32 m

Jumlah alat : 1 unit

Tangki – 02 (T-02)

Tugas : Menyimpan CH_3COOH pada suhu $30\text{ }^\circ\text{C}$ tekanan 1 atm dan waktu tinggal 15 hari dengan kapasitas penyimpanan 1.593,191 kg/jam

Jenis alat : Tangki silinder vertikal

Kondisi Operasi : Suhu $30\text{ }^\circ\text{C}$

Tekanan 1 atm

Waktu Tinggal : 15 hari

Dimensi tangki : Diameter 18,29 m

Tinggi 7,32 m

Jumlah alat : 1 unit

Tangki – 03 (T-03)

Tugas : Menyimpan H_2SO_4 98 % pada suhu $30\text{ }^\circ\text{C}$ tekanan 1 atm dan waktu tinggal 7 hari dengan kapasitas penyimpanan 53,814 kg/jam

Jenis alat : Tangki silinder vertikal

Kondisi Operasi : Suhu $30\text{ }^\circ\text{C}$

Tekanan 1 atm

Dimensi Tangki : Diameter 7,62 m

Tinggi 2,44 m

Jumlah alat : 1 unit

Tangki – 04 (T-04)

Tugas : Menyimpan bahan baku NaOH pada suhu $30\text{ }^\circ\text{C}$ tekanan 1 atm dan waktu tinggal 15 hari dengan kapasitas penyimpanan 43,051 kg/jam

Jenis alat : Tangki silinder vertikal

Kondisi Operasi : Suhu $30\text{ }^\circ\text{C}$

Tekanan 1 atm

Dimensi tangki : Diameter 3,57 m

Tinggi 1,83 m

Jumlah alat : 1 unit

Tangki – 05 (T-05)

Tugas : Menyimpan produk butil asetat pada suhu 30 °C
tekanan 1 atm dan waktu tinggal 15 hari dengan
kapasitas penyimpanan 2.865,14 kg/jam

Jenis alat : Tangki silinder vertikal

Kondisi Operasi : Suhu 30 °C

Dimensi tangki : Tekanan 1 atm
Diameter 24,38 m
Tinggi 9,14 m

Jumlah alat : 1 unit

Pompa

Pada Tabel 3.1 menjelaskan tentang spesifikasi pompa dengan tipe
Pompa *Centrifugal*.

Tabel.3.1 Spesifikasi Pompa

NAMA	KECEPATAN (kg/jam)	KAPASITAS (gpm)	SPESIFIKASI				DAYA (Hp)	JUMLAH	KETERANGAN
			Friction Head (m)	Pressure Head (m)	Velocity Head (m)	Static Head (m)			
Pompa-01	1.940,100	422,7	5,43	-1,49	0	5,82	7,5	2 mobil - tangki 01	
Pompa-02	1.593,191	422,7	4,27	-1,49	0	5,82	7,5	2 mobil - tangki 02	
Pompa-03	53,814	0,1	0,001	-1,49	0	2,54	0,05	2 mobil - tangki 03	
Pompa-04	43,051	0,3	0,0048	-1,49	0	2,54	0,05	2 mobil - tangki 04	
Pompa-05	1.940,100	13,48	12,4	-1,49	0	6,71	0,5	2 tangki 01- mixer	
Pompa-06	1.593,191	9,11	3,26	-1,49	0	6,71	0,125	2 tangki 02- mixer	
Pompa-07	53,814	0,1	0,001	-1,49	0	2,54	0,05	2 tangki 03- reaktor	
Pompa-08	43,051	0,1	0,001	-1,99	0	2,04	0,05	2 tangki 04- netralizer	
Pompa-09	3.408,599	20	26,86	-1,49	0	6,71	1	2 mixer - reaktor	
Pompa-10	4.196,794	20,7	28,85	-1,49	0	6,71	1	2 reaktor -netralizer	
Pompa-11	4.282,896	21	29,3	-1,99	0	6,71	1	2 netralizer - dekanter	
Pompa-12	769,841	7,1	3,12	-1,49	0	3,5	0,5	2 dekanter -upl	
Pompa-13	3.513,055	20	26,86	-1,49	0	7,2	1	2 dekanter - MD 01	
Pompa-14	415,256	5	3,4	-1,49	0	1,35	0,125	2 MD 01 - ACC 1	
Pompa-15	3.097,799	17,1	20	-1,49	0	6,71	1	2 MD 01 - MD 02	
Pompa-16	323,958	3	1,7	-1,49	0	1,7	0,125	2 MD 02- ACC2	
Pompa-17	2.865,14	16,8	20	-1,99	0	7,1	1	2 MD 02 - tangki 05	
Pompa-18	647,916	4	1,3	-1,99	0	3,5	0,125	2 recycle	
Pompa-19	323,958	3	1,26	-1,99	0	2,04	0,05	2 recycle - upl	
Pompa-20	323,958	3	1,26	-1,99	0	2,04	0,05	2 recycle - reaktor	

3.3 Perencanaan Produksi

Dalam menyusun perencanaan produksi, ada dua hal yang dapat dijadikan pertimbangan, yaitu:

3.1.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku dan Pembantu

Pabrik butil asetat yang akan didirikan memerlukan bahan baku dan pembantu antara lain:

a) Butanol

Setiap jam dibutuhkan sebanyak 1.940,100 kg, yang berarti setiap hari dibutuhkan sebanyak 46.562,401 kg, dan setiap tahunnya dibutuhkan sebanyak 15.365.592,338 kg. Butanol yang digunakan adalah yang memiliki kemurnian 99%.

b) Asam asetat

Setiap jam dibutuhkan sebanyak 1.593,191 kg, maka dalam satu hari dibutuhkan sebanyak 38.236,574 kg, dan dalam satu tahun dibutuhkan sebanyak 12.618.069,258 kg. Kemurnian asam asetat sebesar 99%.

c) Asam sulfat

Setiap jam dibutuhkan sebesar 53,814 kg, kebutuhan dalam satu hari sebanyak 1.291,529 kg, maka dalam satu tahun sebesar 426.204,731 kg. Asam sulfat yang digunakan adalah yang memiliki kemurnian 98%.

d) Natrium hidroksida

Setiap jam diperlukan sebanyak 43,051 kg, maka dalam satu hari 1.033,224 kg, dan dalam satu tahun dibutuhkan sebanyak 340.963,785 kg. Digunakan natrium hidroksida dengan kemurnian 50%.

3.1.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Alat proses yang dibutuhkan untuk memproduksi butil asetat dengan kapasitas 22.000 ton/tahun adalah sebagai berikut.

a) Alat untuk mereaksikan bahan baku, terdiri atas *mixer*, reaktor, dan *neutralizer*.

1) *Mixer*, sebanyak 1 unit. Alat ini berfungsi untuk mencampurkan bahan.

Satu unit *mixer* berfungsi untuk mencampur butanol dengan asam asetat agar menjadi larutan sebelum diumpungkan ke reaktor. Kecepatan umpan butanol sebesar 1.940,10 kg/jam dan asam asetat 1.593,19 kg/jam. Keluaran *mixer* berupa butanol dan asam asetat dengan kecepatan 3.560,394 kg/jam. *Mixer* memiliki diameter 3,7 meter dan tinggi 1,85 m dengan tebal *shell* dan *head* masing-masing 1 1/2 *inch*. Jenis *mixer* berupa tangki alir berpengaduk, dengan kondisi operasi 30 °C dan 1 atmosfer.

- 2) Reaktor, sebanyak 1 unit. Alat ini berfungsi untuk mereaksikan bahan baku. Keduanya memiliki fungsi yang sama yaitu mereaksikan butanol (kecepatan umpan 1.940,10 kg/jam) dengan asam asetat (kecepatan umpan 1.593,19 kg/jam) dengan menggunakan katalis asam sulfat (kecepatan umpan 53,814 kg/jam) agar menjadi butil asetat. Digunakan reaktor alir tangki berpengaduk karena reaksi dalam fase cair-cair. Keluaran reaktor berupa air, butanol, asam asetat, butil asetat dan asam sulfat memiliki kecepatan 4.196,79 kg/jam yang kemudian diteruskan ke *neutralizer*. Kondisi operasi di dalam reaktor adalah 100 °C dan 1 atmosfer. Reaktor berdiam 2,25 m dan tinggi 3,38 m dengan tebal *shell* dan *head* masing-masing $\frac{1}{4}$ inch.
- 3) *Neutralizer*, sebanyak 1 unit. Yaitu alat untuk menetralkan dari campuran yang tidak diinginkan. Lebih spesifik, alat ini berfungsi untuk menetralkan katalis asam sulfat yang terbawa bersama keluaran reaktor dengan bantuan natrium hidroksida. Kecepatan umpan asam sulfat sebesar 53,81 kg/jam dan natrium hidroksida 86,10 kg/jam. Keluaran *neutralizer* berupa air, butanol, natrium asetat, butil asetat, natrium sulfat dengan kecepatan alir 4.282,89 kg/jam yang akan diumpankan ke *decanter*. Digunakan *neutralizer* dengan jenis tangki alir berpengaduk berdiam 2,12 m dan tinggi 3,18 m, tebal *shell* dan

head masing-masing $3/8$ inch. Suhu operasi sebesar 40 °C dan tekanan 1 atmosfer.

b) Alat untuk memisahkan, terdiri atas *decanter*, menara distilasi, dan *accumulator*.

1) *Decanter*, sebanyak 1 unit. Prinsip pemisahan alat ini adalah berdasarkan kelarutan dan densitas sehingga antara fase ringan dan fase berat dapat terpisah. Umpan masuk ke *decanter* berasal dari *neutralizer* sebesar 4.282,896 kg/jam dan keluarannya berupa hasil atas (fase ringan) dan hasil bawah (fase berat). Evaluasi nilai Ψ hasil perhitungan dari persamaan (walas;2015) didapatkan fase terdispersi sebesar 0,286. Hasil atas berupa butanol, dan butil asetat dengan kecepatan 3.513,05 kg/jam yang akan dialirkan ke menara distilasi. Sedangkan hasil bawah berupa air, butanol, natrium asetat, butil asetat, dan natrium sulfat dengan kecepatan 769,84 kg/jam yang akan dialirkan ke unit pengolahan limbah. Digunakan *decanter* berjenis horizontal drum dengan kondisi operasi 40 °C dan 1 atmosfer. Diam dan tinggi *decanter* masing-masing 0,729 m dan 3,646 m, dengan tebal *shell* dan *head* $3/4$ inch. Pada fase ringan digunakan pipa berdiam 1,5 inch dan panjang 0,597 m. Pada fase berat digunakan pipa dengan diam 1

inch dan panjang 1,25 m. Sedangkan pipa umpan masuk *decanter* memiliki diam 1,5 *inch* dan panjang 0,25 m.

- 2) Menara distilasi, sebanyak 2 unit. Yaitu alat yang berfungsi untuk memisahkan (memurnikan) produk. Alat ini memisahkan butil asetat sebagai produk utama dari campurannya berdasarkan titik didih. Umpan masuk menara merupakan hasil atas *decanter*, memiliki kecepatan umpan 3.513,05 kg/jam pada MD -01 dan 3097,80 pada MD-02 . Butil asetat sebagai produk utama yang ingin dimurnikan merupakan hasil bawah menara distilasi yang berkecepatan 2.865,14 kg/jam. Kemurnian yang diperoleh sebesar 97%, dengan campuran butanol 2,9% dan air 0,1%. Sedangkan hasil atas menara distilasi yang berupa air, butanol dan butil asetat dengan kecepatan 232,66 kg/jam diumpankan lagi ke reaktor untuk di-*recycle*. Kondisi operasi di puncak dan dasar, masing-masing adalah 110 °C; 1,2 dan 126,58 °C; 1 atm . Jumlah 15 *stages* termasuk reboiler pada MD-01 dan 11 *stages* termasuk reboiler pada MD-02.
- 3) *Accumulator*, sebanyak 2 unit. Alat ini berfungsi untuk menampung dan mengumpulkan keluaran *condenser* yang berupa tetes-tetes cairan dengan waktu tinggal 5 menit, untuk dialirkan sebagai *recycle* ke reaktor. Digunakan

tangki horizontal dengan tekanan 1 atmosfer dan suhu 110 °C. *accumulator* memiliki diam 0,69 m dan panjang 4,19 m, memiliki tebal *shell* dan *head* 1/4 inch.

c) Alat untuk mengubah suhu, terdiri dari *condenser*, *reboiler*, *pemanas*, dan *cooler*.

1) *Condenser*, sebanyak 2 unit. Memiliki fungsi untuk mengembunkan uap. Hasil atas menara distilasi yang berupa uap diembunkan dengan bantuan pendingin air bersuhu awal (masuk) 30 °C dan suhu akhir (keluar) 50 °C. Digunakan *shell and tube condenser* 1-2 berbahan *stainless steel*.

2) *Reboiler*, sebanyak 2 unit. Alat ini berfungsi untuk menguapkan cairan. Sebagian hasil bawah menara distilasi pada suhu 120, 58 °C diuapkan dengan bantuan *pemanas steam* jenuh pada suhu 135 °C. Jenis alat adalah *shell & tube kettle reboiler* dengan *lay out* 1-2 berbahan *stainless steel*.

3) *Heater*, sebanyak 3 unit. Alat ini berfungsi untuk memanaskan (menaikkan suhu) cairan.

Satu *heater* dipasang untuk memanaskan butanol dan asmaasetat sebelum memasuki reaktor, dari suhu 30 °C menjadi suhu 100 °C dengan *pemanas steam* jenuh pada suhu 135 °C dengan kecepatan umpan 3.560,394 kg/jam. *Pemanas*

yang digunakan berjenis double pipe dengan bahan stainless steel. *Heater* ke-2 di pasang di aliran asam sulfat untuk meningkatkan suhu dari 30°C menjadi 100°C dengan kecepatan umpan 53,814 kg/jam dengan bahan baku stainless steel. *Heater* ke-3 dipasang untuk memanaskan umpan masuk menara distilasi dari suhu 35 °C menjadi suhu 114 °C dengan *pemanas steam* jenuh pada suhu 145 °C dengan kecepatan umpan 3.513,055 kg/jam. *Hetaer* berjenis *shell and tube* dan bahan stainless steel.

- 4) *Cooler*, sebanyak 2 unit. Alat ini berfungsi untuk mendinginkan (menurunkan suhu) cairan.

Satu *cooler* berfungsi mendinginkan hasil bawah reaktor dari suhu 100 °C menjadi suhu 40 °C dengan pendingin masuk pada suhu 30 °C keluar pada suhu 50 °C dengan kecepatan umpan 4.196,794 kg/jam. Jenis *cooler double pipe*. Satu *cooler* digunakan untuk mendinginkan hasil bawah menara distilasi dari suhu 120,58 °C menjadi suhu 35 °C dengan pendingin masuk pada suhu 30 °C keluar pada suhu 50 °C dengan kecepatan upan 2.865,14 kg/jam. *Cooler* berjenis *shell and tube*.

- d) Alat untuk menyimpan, yaitu tangki penyimpanan, baik untuk bahan baku maupun produk.

- 1) Tangki penyimpanan bahan baku butanol sebanyak 1 unit. Tekanan 1 atmosfer dan suhu sebesar 30 °C dengan waktu tinggal 1 bulan. Kapasitas penyimpanan tangki sebesar 1.940,100 kg/jam. Tangki berbentuk silinder vertikal, memiliki diam 18,29 m dan tinggi 7,32 m.
- 2) Tangki penyimpanan bahan baku asam asetat sebanyak 1 unit. Tekanan 1 atmosfer dan suhu sebesar 30 °C dengan waktu tinggal 7 hari. Kapasitas penyimpanan tangki sebesar 1.593,191 kg/jam. Tangki berbentuk silinder vertikal, berdiam 11,979 m dan tinggi 8,984 m.
- 3) Satu unit tangki penyimpanan bahan pembantu (katalis) asam sulfat, bertekanan 1 atmosfer dan suhu sebesar 30 °C dengan waktu tinggal 15 hari. Kapasitas penyimpanan tangki sebesar 53,814 kg/jam. Tangki berbentuk silinder vertikal, berdiam 7,62 m dan tinggi 4,22 m.
- 4) Satu unit tangki penyimpanan bahan pembantu natrium hidroksida, bertekanan 1 atmosfer dan suhu sebesar 30 °C dengan waktu tinggal 15 hari. Tangki berbentuk silinder vertikal, berkapasitas penyimpanan sebesar 43,051 kg/jam, dengan panjang 4,57 m dan tinggi 1,83 m.
- 5) Satu unit tangki penyimpanan produk butil asetat. Kapasitas penyimpanan tangki sebesar 2.865,14 kg/jam, berdiam 24,38 m dan tinggi 9,14 m. Tangki bertekanan 1 atmosfer dan suhu

sebesar 30 °C dengan waktu tinggal 15 hari. Tangki berbentuk silinder vertikal.

e) Alat untuk memompa cairan, yaitu pompa. Terdapat 15 titik yang dipasang pompa, masing-masingnya disediakan 2 unit pompa yang dioperasikan secara bergantian. Fungsi masing-masing pompa tersebut adalah sebagai berikut.

- 1) Pompa *centrifugal* berkapasitas 422,7 gpm untuk mengalirkan butanol dari mobil tangki menuju tangki penyimpanan dengan kecepatan 1.940,100 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 4 *inch*; sch. number 40; OD 4,5 *inch*; ID 4,026 *inch*.
- 2) Pompa *centrifugal* berkapasitas 422,7 gpm untuk mengalirkan asam asetat dari mobil tangki menuju tangki penyimpanan dengan kecepatan 1.593,191 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 4 *inch*; sch. number 40; OD 4,5 *inch*; ID 4,026 *inch*.
- 3) Pompa *centrifugal* berkapasitas 0,1 gpm untuk mengalirkan asam sulfat dari mobil tangki menuju tangki penyimpanan dengan kecepatan 53,814 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 1/8 *inch*; sch. number 40; OD 0,405 *inch*; ID 0,269 *inch*.
- 4) Pompa *centrifugal* berkapasitas 0,1 gpm untuk mengalirkan natrium hidroksida dari mobil tangki menuju

tangki penyimpanan dengan kecepatan 43,814 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 1/8 inch; sch. number 40; OD 0,405 inch; ID 0,269 inch.

- 5) Pompa *centrifugal* berkapasitas 13,4 gpm untuk mengalirkan butanol dari tangki penyimpanan menuju mixer (M) dengan kecepatan 1.940,100 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 3/4 inch; sch. number 40; OD 1,05 inch; ID 0,824 inch.
- 6) Pompa *centrifugal* berkapasitas 13,4 gpm untuk mengalirkan asam sulfa dari tangki penyimpanan menuju mixer (M) dengan kecepatan 1.593,191 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 3/4 inch; sch. number 40; OD 1,05 inch; ID 0,824 inch.
- 7) Pompa *centrifugal* berkapasitas 0,1 gpm untuk mengalirkan asam sulfat dari tangki menuju reaktor dengan kecepatan 55,20 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 0,5 inch; sch. number 40; OD 0,405 inch; ID 0,269 inch.
- 8) Pompa *centrifugal* berkapasitas 19,054 gpm untuk mengalirkan natrium hidroksida menuju *neutralizer* dengan kecepatan 43,051 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 1/8 inch; sch. number 40; OD 0,405 inch; ID 0,269 inch.

- 9) Pompa *centrifugal* berkapasitas 16,641 gpm untuk mengalirkan hasil pencampuran dari *mixer* (M) menuju reaktor (R) dengan kecepatan 3.560,394 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 0,8 *inch*; sch. number 40; OD 1,05 *inch*; ID 0,824 *inch*.
- 10) Pompa *centrifugal* berkapasitas 20,7 gpm untuk mengalirkan komponen reaktor (R) menuju *neutralizer* dengan kecepatan 4.196,794 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 1 *inch*; sch. number 40; OD 1,32 *inch*; ID 1,049 *inch*.
- 11) Pompa *centrifugal* berkapasitas 20,3 gpm untuk mengalirkan produk *neutralizer* (N) menuju *decanter* (DC) dengan kecepatan 4.282,896 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 1 *inch*; sch. number 40; OD 1,32 *inch*; ID 1,049 *inch*.
- 12) Pompa *centrifugal* berkapasitas 3,6 gpm untuk mengalirkan fase cair hasil bawah *decanter* menuju Unit Pengolahan limbah dengan kecepatan 769,841 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 3/8 *inch*; sch. number 40; OD 0,675 *inch*; ID 0,493 *inch*.
- 13) Pompa *centrifugal* berkapasitas 17,2 gpm untuk mengalirkan fase cair hasil atas *decanter* menuju menara distilasi dengan kecepatan 3.513,055 kg/jam. Pompa ini

memiliki spesifikasi pipa IPS 0,8 *inch*; sch. number 40; OD 1,05 *inch*; ID 0,824 *inch*.

14) Pompa *centrifugal* berkapasitas 0,4 gpm untuk mengalirkan fase cair hasil atas menara distiasi menuju reactor dan unit pengolahan limbah dengan kecepatan 415,256 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 1/8 *inch*; sch. number 40; OD 0,405 *inch*; ID 0,269 *inch*.

15) Pompa *centrifugal* berkapasitas 16,5 gpm untuk mengalirkan fase cair hasil bawah menara distilasi (MD-01) menuju (MD-02) dengan kecepatan 3.097,799 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 1 *inch*; sch. number 40; OD 1,32 *inch*; ID 1,049 *inch*.

16) Pompa *centrifugal* berkapasitas 0,4 gpm untuk mengalirkan fase cair hasil atas menara distiasi menuju reactor dan unit pengolahan limbah dengan kecepatan 232,660 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 1/8 *inch*; sch. number 40; OD 0,405 *inch*; ID 0,269 *inch*.

17) Pompa *centrifugal* berkapasitas 16,5 gpm untuk mengalirkan fase cair hasil bawah menara distilasi (MD-02) menuju tangki dengan kecepatan 2.865,14 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 1 *inch*; sch. number 40; OD 1,32 *inch*; ID 1,049 *inch*.

- 18) Pompa *centrifugal* berkapasitas 0,4 gpm untuk mengalirkan fase cair hasil atas menara distiasi menuju reactor dan unit pengolahan limbah dengan kecepatan 647,916 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 1/8 *inch*; sch. number 40; OD 0,405 *inch*; ID 0,269 *inch*.
- 19) Pompa *centrifugal* berkapasitas 0,4 gpm untuk mengalirkan fase cair hasil atas menara distiasi menuju unit pengolahan limbah dengan kecepatan 323,958 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 1/8 *inch*; sch. number 40; OD 0,405 *inch*; ID 0,269 *inch*
- 20) Pompa *centrifugal* berkapasitas 0,4 gpm untuk mengalirkan fase cair hasil atas menara distiasi menuju reaktor limbah dengan kecepatan 323,958 kg/jam. Pompa ini memiliki spesifikasi pipa IPS 1/8 *inch*; sch. number 40; OD 0,405 *inch*; ID 0,269 *inch*

3.3 Target Produksi

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :

- 1) Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- 2) Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- 3) Mencari daerah pemasaran.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

a. Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

b. Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat.

c. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Ketepatan pemilihan lokasi suatu pabrik harus direncanakan dengan baik dan tepat. Lokasi pabrik sangat menentukan kelayakan ekonomis pabrik setelah beroperasi. Untuk itu pemilihan lokasi yang tepat sangat diperlukan sejak tahap perancangan dengan memperhatikan berbagai macam pertimbangan. Pertimbangan utama yaitu lokasi yang dipilih harus memberikan biaya produksi dan distribusi yang minimum, dengan tetap memperhatikan ketersediaan tempat untuk pengembangan pabrik dan kondisi yang aman untuk operasi pabrik (Peters and Timmerhaus, 1981). 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 butil asetat dengan kapasitas 22.000 ton/tahun ini berlokasi di daerah Tuban Jawa

Timur. Faktor – faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik adalah sebagai berikut :

4.1.1 Bahan baku

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu variabel yang penting dalam pemilihan lokasi suatu pabrik. Pabrik harus didirikan pada suatu daerah dimana bahan baku mudah diperoleh atau tersedianya sarana transportasi yang memadai. Bahan baku asam asetat diperoleh dari PT. Aciditama, Karanganyar; butanol dari PT. Petro Oxo Nusantara, Gresik; asam sulfat dari PT. Petrokimia Gresik dan natrium hidroksida dari PT. Industri Soda Indonesia, Sidoarjo.

4.1.2 Pemasaran

Lokasi pabrik diusahakan cukup dekat dengan lokasi pemasaran atau paling tidak tersedia sarana transportasi yang cukup untuk mengangkut produk ke konsumen karena produk pabrik ini sebagian besar digunakan dalam industri. Butil Asetat merupakan bahan *intermediate*, maka pemilihan lokasi di Tuban, Jawa Timur adalah tepat, karena daerah ini dekat dengan kawasan industri. Hal ini berarti memperpendek jarak antara pabrik butil asetat dengan pabrik-pabrik yang membutuhkannya. Disamping itu, dekatnya lokasi pabrik dengan pelabuhan laut Jawa Timur 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 Tenaga kerja

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi. Untuk tenaga kerja yang berkualitas dan berpotensi dipenuhi dari alumni universitas seluruh Indonesia maupun tenaga asing, sedangkan untuk tenaga operator kebawah dapat dipenuhi dari daerah sekitar.

4.1.5 Transportasi

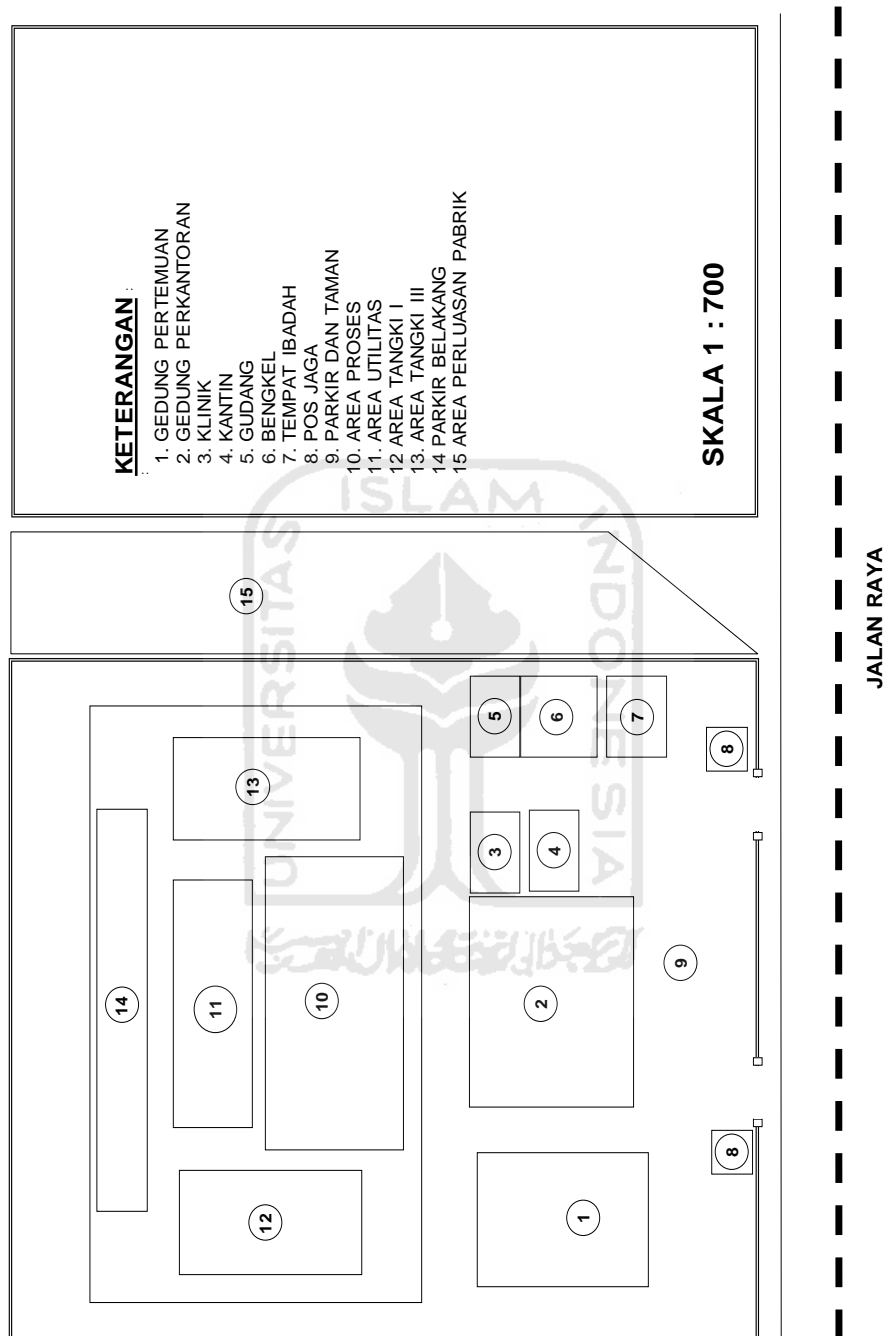
Sarana transportasi untuk keperluan pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk dapat ditempuh melalui jalur darat maupun laut. Pelabuhan dapat dijadikan tempat berlabuh untuk kapal yang mengangkut bahan baku maupun produk. Dengan tersedianya sarana baik darat maupun laut maka diharapkan kelancaran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

4.2 Tata Letak Pabrik

Sistem tata letak pabrik meliputi area proses, sumber tenaga, kantor, bengkel, gudang, unit pengolahan limbah, dan sebagainya. Hal-hal yang harus diperhatikan adalah sebagai berikut:

1. Alat-alat dikelompokkan dalam unit-unit alat proses, sehingga bila terjadi kecelakaan pada suatu alat tidak akan merambat ke alat yang lain. Setiap unit alat dikelompokkan dalam suatu blok yang dibatasi jalan.
2. Setiap unit minimal dapat dicapai melalui dua jalan dalam pabrik.
3. Jarak antara jalan dengan unit proses cukup, sehingga alat proses aman, tidak terkena kendaraan yang melalui jalan.
4. Jarak antara dua peralatan cukup jauh, minimal sama dengan diameter alat yang besar. Hal ini memudahkan dalam perawatan dan pembersihan.
5. Unit utilitas dan sumber tenaga ditempatkan terpisah dari alat-alat proses, sehingga terjamin operasi yang aman.
6. Susunan pabrik memungkinkan distribusi air dan bahan lain secara lancar, cepat, dan ekonomis.

Berikut ini adalah sketsa tata letak pabrik yang dapat dilihat pada Gambar 4.1



Gambar 4.1 Tata letak pabrik

4.1 Tata Letak Alat Proses

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

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu diperhatikan juga elevasi pipa, dimana untuk pipa diatas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas bekerja.

2. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya. Sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja, sehingga perlu juga diperhatikan hembusan angin.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

4. Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika

terjadi gangguan alat proses maka harus cepat diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Tata letak alat proses

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

6. Jarak antara alat proses

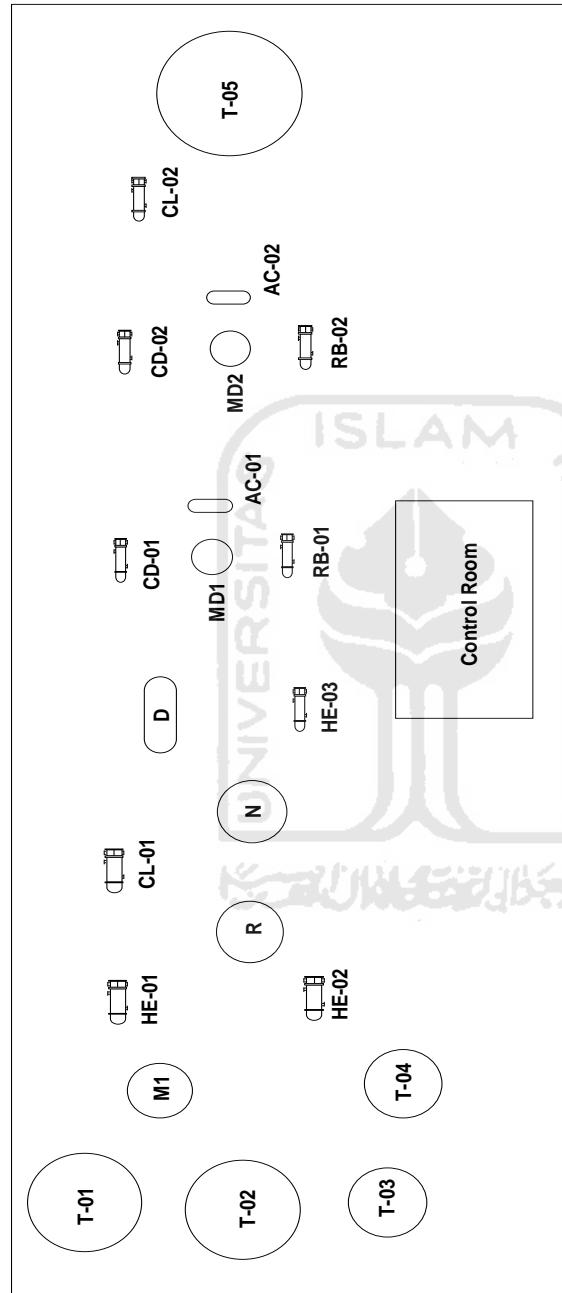
Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses yang lain. Sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses yang lain.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas tanah
3. Biaya material handling menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk capital yang tidak penting
4. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya yang mahal.
5. Karyawan mendapat kepuasan kerja.

Berikut adalah tata letak alat (*equipment lay out*) pabrik yang dapat dilihat dalam

Gambar 4.2



Gambar 4.2 Tata letak alat.

4.3 Neraca Massa

Mixer (M)

Tabel 4.1 menyajikan neraca masa pada mixer (M-01)

Tabel 4. 1 Neraca massa *mixer* (M-01)

Komponen	MASUK (kg/jam)		KELUAR (kg/jam)
	arus 1	Arus 2	Arus 3
C ₄ H ₉ OH	1847,272	0,000	1847,272
CH ₃ COOH	0,000	1561,327	1561,327
H ₂ O	92,828	31,864	124,692
TOTAL	3533,291		3533,291

Reaktor (R)

Tabel 4.3 menyajikan neraca masa pada reaktor (R)

Tabel 4. 2 Neraca massa reaktor (R-01)

Komponen	MASUK (kg/jam)			KELUAR (kg/jam)
	arus 3	Arus 4	Arus 10	Arus 5
C ₄ H ₉ OH	1847,272	0,000	463,491	500,665
H ₂ SO ₄	0,000	52,737	0	52,737
CH ₃ COOH	1561,327	0,000	0	93,680
H ₂ O	124,692	1,076	0	566,062
CH ₃ COOC ₄ H ₉	0,000	0,000	146,199	2983,650
TOTAL	4196,794			4196,794

Netralizer (N)

Tabel 4.4 menyajikan neraca masa pada netralizer (N)

Tabel 4.3 Neraca massa netralizer (N)

Komponen	MASUK (kg/jam)		KELUAR (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
C ₄ H ₉ OH	500,665	0,000	500,665
NaOH	0,000	43,051	0,000
CH ₃ COOH	93,680	0,000	93,680
H ₂ O	566,062	43,051	628,486
CH ₃ COO C ₄ H ₉	2983,650	0,000	2983,650
H ₂ SO ₄	52,737	0,000	0,000
Na ₂ SO ₄	0,000	0,000	76,415
TOTAL	4282,896		4282,896

Decanter (DC)

Tabel 4.5 menyajikan neraca masa pada Decanter (DC)

Tabel 4.4 Neraca massa *decanter* (DC)

Komponen	MASUK (kg/jam)	KELUAR (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
C ₄ H ₉ OH	500,665	100,133	400,532
CH ₃ COOH	93,680	93,680	0,000
H ₂ O	628,486	439,940	188,546
CH ₃ COOC ₄ H ₉	2983,650	59,673	2923,977
Na ₂ SO ₄	76,415	76,415	0,000
TOTAL	4282,896	4282,896	

Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.6 menyajikan neraca masa pada Menara Destilasi (MD-01)

Tabel 4. 5 Neraca massa menara ditilasi (MD-01)

Komponen	MASUK (kg/jam)	KELUAR (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
C ₄ H ₉ OH	400,532	172,000	228,532
H ₂ O	188,546	184,775	3,771
CH ₃ COOC ₄ H ₉	2923,977	58,480	2865,497
TOTAL	3513,055	415,254	3097,801
		3513,055	

Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 4.7 menyajikan neraca masa pada Menara Destilasi (MD-02)

Tabel 4. 7 Neraca massa menara ditilasi (MD-02)

Komponen	MASUK (kg/jam)	KELUAR (kg/jam)	
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
C ₄ H ₉ OH	228,532	143,000	85,532
H ₂ O	3,771	3,695	0,075
CH ₃ COOC ₄ H ₉	2865,497	85,965	2779,533
TOTAL	3097,801	232,660	2865,140
		3097,801	

4.4 Neraca Energi

Mixer (M-01)

Tabel 4.8 menyajikan neraca energi pada Mixer (M)

Tabel 4. 8 Neraca energi *Mixer*(M)

Komponen	Input	Output
	Q (kJ/jam)	Q (kJ/jam)
C ₄ H ₉ OH	299.742,23	299.742,23
H ₂ O	39.260,44	39.260,44
CH ₃ COOH	251.049,47	251.049,47
TOTAL	590.052,14	59.0052,14

Reaktor (R)

Tabel 4.9 menyajikan neraca energi pada Reaktor (R)

Tabel 4. 9 Neraca energi reaktor

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)			Panas Keluar (kJ/jam)
	ΔH_1	ΔH_2	ΔH_3	
C ₄ H ₉ OH	311.661,10	-	88.061,09	95.123,99
CH ₃ COOH	261.867,80	-	-	15.712,07
H ₂ O	39.096,28	337,45	-	177.485,29
H ₂ SO ₄	-	5848,81	-	5.848,82
CH ₃ COOC ₄ H ₉	-	-	14.277,47	291.377,06

Reaksi	-	-	-	609.387,69
--------	---	---	---	------------

Tabel lanjutan Tabel 4.9 neraca energi reaktor

Pendingin	-	-	-	473.784,88
Total	612.625,197	6.186,27	102.338,56	721150.035
	721.150,03			

Netralizer (N)

Tabel 4.10 menyajikan neraca energi pada Netralizer (N)

Tabel 4. 10 Neraca energi netralizer (N)

Komponen	Input (kJ/jam)		Output
	ΔH_1	ΔH_2	Q (kJ/jam)
C ₄ H ₉ OH	16.362,72	-	1.636.272.315
CH ₃ COOH	3.039,10	-	3.039.100.822
H ₂ O	35.573,41	9.782.511.511	6.258.252.274
H ₂ SO ₄	1.138,52	-	-
CH ₃ COOC ₄ H ₉	88,777.44	-	2.909.537.081
NaOH	-	1.231.354.383	-
Na ₂ SO ₄	-	-	1.138.519.148
Reaksi	2.289.718.311		274.936.58
Total	387.154,82		387.154,82

Decanter (D-01)

Tabel 4.11 menyajikan neraca energi pada Netralizer (N)

Tabel 4. 11 Neraca energi decanter (DC)

Komponen	Input	Output	
	Arus 7 (kJ/jam)	Arus 8 (kJ/jam)	Arus 9 (kJ/jam)
CH ₃ COOC ₄ H ₉	10.882,934	2.176,586	
CH ₃ COOH	2.020,174	2.020,173	57.843,052
C ₂ H ₅ OH	26.348,831	18.444,182	8.706,347
H ₂ O	59.023,523	1.180,470	7.904,649
Na ₂ SO ₄	1.241,104	1.241,104	
Total	99516,566	99516,566	

Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.12 menyajikan neraca energi pada Menara Destilasi (MD-01)

Tabel 4. 12 Neraca energi menara distilasi (MD-01)

Komponen	Input	Output	
		destilat	Bottom
	H, kJ/kmol	H, kJ/kmol	H, kJ/kmol
CH ₃ COOC ₄ H ₉	13.415,412	1364,931	-
C ₄ H ₁₀ O	2.007,956	5789,337	-
H ₂ O	1.741,629	28060,638	19.295,052

Total	17.164,998	35.214,907	19.295,052
mol/jam	41,094	41,094	28,001

Lanjutan tabel 4.12

mol*H	705379,51	1447123,626	540267,9285
Qr	3.096.292,40	-	
Qc	-	1.765.768,197	
TOTAL	3.801.671,92	3.801.671,9	

Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 4.13 menyajikan neraca energi pada Menara Destilasi (MD-02)

Tabel 4. 13 Neraca energi menara distilasi (MD-02)

Komponen	Input	Output	
		Destilat	bottom
	H, kJ/kmol	H, kJ/kmol	H, kJ/kmol
CH ₃ COOC ₄ H ₉	21.760,00	9.178,54	-
C ₄ H ₁₀ O	1.894,93	22.018,20	-
H ₂ O	57,28	2.567,28	23.525,99
Total	23.712,21	33.764,03	23.525,99
mol/jam	28,00	28,00	25,12
mol*H	663.949,88	945.404,05	591.008,71
Qr	2.038.133,48	-	
Qc	-	1.145.780,39	

TOTAL	2.702.083,36	2.702.083,36
--------------	---------------------	---------------------

Heater (HE-01)

Tabel 4.14 menyajikan neraca energi pada Heater (HE-01)

Tabel 4.14 Neraca energi *heater* (HE-01)

Input		Output	
Keterangan	Jumlah (kJ/jam)	Keterangan	Jumlah (kJ/jam)
Entalpi umpan masuk	46.102,70	Entalpi umpan keluar	716.110,88
Jumlah steam	670.008,18	-	-
Jumlah	716.110,88	Jumlah	716.110,88

Heater (HE-02)

Tabel 4.15 menyajikan neraca energi pada Heater (HE-02)

Tabel 4. 15 Neraca energi *heater* (HE-02)

Input		Output	
Keterangan	Jumlah (kJ/jam)	Keterangan	Jumlah (kJ/jam)
Entalpi umpan masuk	24.997,46	Entalpi umpan keluar	35.373,02
Jumlah steam	10.375,561	-	-
Jumlah	35.373,0234	Jumlah	35.373,0234

Cooler (CL-01)

Tabel 4.16 menyajikan neraca energi pada cooler (CL-01)

Tabel 4. 16 Neraca energi *cooler* (CL-01)

Input		Output	
Keterangan	Jumlah (kJ/jam)	Keterangan	Jumlah (kJ/jam)
Entalpi umpan masuk	141.702,45	Entalpi umpan keluar	66.127,805
		Air pendingin	75.574,648
Jumlah	141.702,45	Jumlah	141.702,453

Cooler (CL-02)

Tabel 4.17 menyajikan neraca energi pada cooler (CL-02)

Tabel 4. 17 Neraca energi *cooler* (CL-02)

Masuk		Keluar	
Keterangan	Jumlah (KJ/jam)	Keterangan	Jumlah (KJ/jam)
Entalpi umpan masuk	75.735,203	Entalpi umpan keluar	10.865,884
		Air pendingin	64.869,320
Jumlah	75.735,203	Jumlah	75.735,203

Cooler (CL-03)

Tabel 4.18 menyajikan neraca energi pada cooler (CL-03)

Tabel 4.18 Neraca energi *cooler* (CL-03)

Input		Output	
Keterangan	Jumlah (kJ/jam)	Keterangan	Jumlah (kJ/jam)
Entalpi umpan masuk	127.504,836	Entalpi umpan keluar	11.873,064
		Air pendingin	115.631,773
Jumlah	127.504,836	Jumlah	127.504,836

4.5 Utilitas

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan 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.

Fungsi unit pendukung adalah menyediakan bahan baku dan penunjang untuk kebutuhan steam produksi di seluruh pabrik yang meliputi laboraturium, pengadaan dan penjernihan air, tenaga listrik, udara tekan dan udara pabrik, serta bahan bakar.

4.5.1 Unit Pengolahan Air

Penggunaan air:

- Air untuk pendingin
- Air untuk *steam*
- Air untuk proses
- Air untuk rumah tangga dan kantor

Kebutuhan air meliputi air pendingin, air umpan boiler dan air untuk keperluan kantor dan rumah tangga, air untuk pemadam kebakaran dan air cadangan. Air diperoleh dari air sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara sederhana pengolahan air meliputi pengendapan. penggumpalan. penyaringan. demineralisasi. dan deaerasi. Air yang telah digunakan sebagai air pendingin proses dan kondensat dapat di-*recycle* guna menghemat air, sehingga jumlah air yang diperlukan sebagai berikut:

➤ Air sanitasi & keperluan umum	=	1.979	kg/jam
➤ Air untuk pembangkit <i>steam</i> proses	=	2.813,1	kg/jam
➤ Air proses pendingin	=	185.583,88	kg/jam
Total kebutuhan air secara keseluruhan	=	190.376,22	kg/jam

4.5.2 Spesifikasi Alat-alat Utilitas

Kebutuhan steam untuk penguapan di *vaporizer* dan *reboiler*. Kebutuhan steam ini dipenuhi oleh *boiler* utilitas. Sebelum masuk *boiler* air

harus dihilangkan kesadahannya. Karena air yang sadah akan menimbulkan kerak di dalam boiler.

a) Bak Penampung dan Pengendap Awal (BU-01)

Fungsi: Mengendapkan kotoran kasar dalam air yang berasal dari sungai dengan volume $190.538 \text{ m}^3/\text{jam}$. Pengendapan terjadi karena gravitasi dengan waktu tinggal 24 jam.

Tipe: Bak beton persegi panjang

Dimensi bak:

- Panjang = 28 m
- Lebar = 14 m
- Tinggi = 6,7m

Jumlah: 1 unit

b) Premix Tank (TU-01)

Fungsi: menggumpalkan suspensi yang tidak mengendap pada bak pengendapan awal dengan menambahkan alum 5% dan CaOH 5%.

Tipe: Tangki Silinder Berpengaduk

Dimensi Tangki:

- Diameter = 1,5 m
- Tinggi= 1,5 m

Spesifikasi Pengaduk:

- Tipe: Turbine dengan 6 blades.

- Power : motor standar 2.5Hp, 220 V, 50 Hz, 3 fase

Jumlah: 1 unit

c) Clarifier (CL-01)

Fungsi: Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang ada pada air dari TU-01.

Dimensi Clarifier:

- Diameter : 5 m
- Kedalaman : 2,5 m
- Tinggi Cone : 1,5 m

d) Sand Filter (FU)

Fungsi: Menyaring kotoran - kotoran yang telah menggumpal yang ada dalam air. Hasil yang diinginkan keluar alat ini:

- Tinggi tumpukan pasir total : 4 m
- Luas kolom : 2,5 m²
- Diameter : 2 m

Regenerasi dilakukan setiap hari dengan cara *back washing* umumnya setelah *pressure drop* mencapai 1 atm.

e) Bak Penampung Sementara (BU-02)

Fungsi: Menampung sementara air yang hasil dari pemurnian di sand filter

Jenis: Bak persegi yang diperkuat dengan beton bertulang.

Volume air yang ditampung: 25.2438 m³

Ukuran bak:

- Panjang bak : 5 m
- Kedalaman bak : 1,5 m
- Lebar bak : 5 m

f) Tangki Larutan Kaporit

Fungsi: Tangki kaporit berfungsi sebagai desinfektan, membunuh bakteri dan memecah zat-zat organik yang berbentuk koloid yang susah diikat oleh alum.

Alat: tangka silinder berpengaduk.

Jumlah kaporit yang dibutuhkan: 0.0148 kg/jam.

Dimensi tangki:

- Diameter : 1. m
- Tinggi : 1.5 m

Spesifikasi Pengaduk :

- Daya: 0.5 HP
- Jenis pengaduk: Turbin dengan 6 *blade*.

g) Bak Penampungan Sementara (BU-03)

Fungsi: menampung air untuk kebutuhan proses air pendingin.

Volume tangki: 185.5839 m^3

Maka ukuran tangki:

➤ Lebar : 7,5 m

➤ Tinggi : 2 m

➤ Lebar : 7,5 m

h) Kation exchanger (KEU)

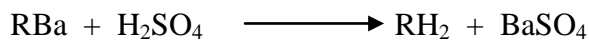
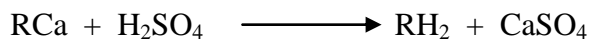
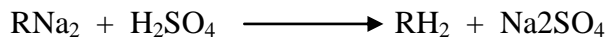
Fungsi: Menghilangkan mineral kation seperti : Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , K^+ , Fe^{2+} , Al^{3+} , Mn^{2+} digunakan resin jenis C - 300 dengan notasi RH_2 .

Untuk regenerasi resin ini digunakan larutan $(\text{NaCl})2 \%$.

Persamaan reaksi di Kation Exchanger:



- Regenerasi:



Hasil yang diinginkan dari alat ini:

➤ pH 3,2 – 3,3

- *Free mineral acid* 50 – 70 ppm

Dimensi tangka kation *exchanger*:

- Diameter : 0,5 m
- Tinggi : 1,5 m

i) *Anion Exchanger (AEU)*

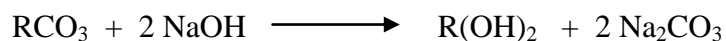
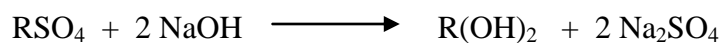
Fungsi: Menghilangkan mineral anion seperti : SO_4^{2-} , Cl^- , SO_3^{2-} , S^{2-} , HCO_3^- , CO_3^{2-} , SiO_3^{2-} maka digunakan resin jenis C - 500P dengan notasi R(OH)_2 , sedangkan untuk regenerasinya digunakan larutan NaOH 4 %.

Persamaan reaksi di *Anion Exchanger*:

- Softening :



- Regenerasi:



Hasil yang diinginkan:

- pH 8,3 – 9,3
- silika < 0,1 ppm

Dimensi Anion *Exhanger*:

- Kapasitas : 0,6752 m³/jam
- Diameter : 0,2653 m
- Tinggi : 1,5 m

j) Hidrazin

Fungsi: Menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi pada boiler.

Kadar : 5 ppm

Kebutuhan hidrazin : 0.0028 kg/jam

k) Deaerator

Fungsi: Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O₂, CO₂ dan lain – lain. Hasil yang diinginkan:

- pH 9,0 – 9,6
- Kekeruhan <0,1 ppm
- Tipe : *Rascing ring*
- Jenis : *Stone ware*
- Diameter : 0,5 m
- Tinggi : 2 m

l) Tangki NaH₂PO₄

Fungsi: Mencegah timbulnya kerak di boiler dengan kadar 12-17 ppm.

Kebutuhan 0.0084 kg/jam.



m) Tangki air umpan boiler

Fungsi: Menampung air umpan boiler sebagai pembuat steam di dalam boiler. Kedalaman tangki ini ditambahkan hidrasin dan NaH_2PO_4 untuk mencegah terjadinya korosi dan kerak dalam boiler.

Dimensi tangki:

- Volume : 2,0 m
- Diameter : 1,5 m
- Tinggi : 1,7 m

n) Boiler (BLU)

Fungsi: Membuat steam jenuh pada suhu 135°C dan tekanan 1 atm. Yang akan disalurkan ke *heat exchanger* dan *reboiler* di pabrik. Jumlah steam di butuhkan adalah 2.813,17 kg/ jam. Bahan bakar dibutuhkan 283.294 kg/jam.

Dimensi Boiler

- Luas perpindahan panas: 265.0445 m^2
- Jumlah *tube*: 546 tube
- Spesifikasi *tube*: OD: 1in, ID: 0.834in, L: 20ft

o) Tangki bahan bakar

Fungsi: Menyimpan bahan bakar untuk persediaan 1 Minggu sebagai bahan bakar boiler.

- Tipe alat : tangki silinder vertical

- Volume : 58,878.379 lt
- Diameter : 4,2 m
- Tinggi : 4,2 m

p) *Cooling tower*

Fungsi: Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan untuk disirkulasi kembali sebanyak 222700.662 kg/jam.

Type alat: *Deck tower*

Dimensi Cooling Tower:

- Tinggi : 11 m
- Diameter : 4,21m
- Luas area: 4,21 m²

Jumlah: 1

q) *Condensor*

Fungsi : Mengembunkan steam dari alat-alat proses agar dapat digunakan kembali. Dengan volume air masuk 2813.171 kg/jam dengan beban panas sebesar 5862005.186 Btu/jam.

Tipe alat: *Shell and Tube*

Dimensi condenser:

- Luas transfer panas: 337.129ft²

➤ Detail tube:

SHELL		TUBE	
ID, in	= 25	Nt	= 92
B, in	= 5	L, ft	= 14
Passes	= 1	OD, in	= 1.0000
		BWG	= 16
		a", ft ² /ft	= 0.2618
		pitch, in	= 1.25
		Passes	= 1

4.5.3 Laboratorium

Kualitas merupakan salah satu daya tarik konsumen terhadap suatu produksi . Oleh karena itu mempertahankan mutu suatu produk merupakan salah satu yang terpenting yang memerlukan perhatian khusus dari perusahaan . Menyadari pentingnya kualitas tersebut, maka pabrik butil asetat membentuk bagian yang bertugas mengendalikan mutu tersebut yaitu seksi jaminan mutu,seksi pengendalian proses yang bertugas dalam ruang *Central Control Room*, dan seksi bidang penelitian.

4.5.4 Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar diperlukan untuk pembakaran di boiler digunakan *fuel oil grade* no.4. Bahan bakar yang digunakan pada generator adalah *solar Industrial Diesel Oil* (IDO). Kedua bahan bakar tersebut diperoleh dari Pertamina.

4.5.5 Kebutuhan Udara Tekan

Udara tekan pada pabrik digunakan untuk menggerakkan katup pada sistem udara control. Udara lingkungan sebelum digunakan sebagai udara tekan disaring terlebih dahulu dengan filter udara dan diturunkan kelembabannya dengan melewati pada tumpukan silika gel. Udara kering kemudian ditekan dengan kompresor sampai tekanan $P = 1 \text{ atm}$.

4.5.6 Kebutuhan Energi Listrik

Energi listrik diperlukan untuk penggerak alat proses, alat utilitas, instrumentasi, penerangan, dan alat-alat control. Rincian kebutuhan listrik adalah sebagai berikut:

1. Kebutuhan listrik untuk alat proses

Tabel 4.9 menyajikan kebutuhan listrik pada alat proses

Nama Alat	Power pompa (Hp)
Pompa-01	0,05
Pompa-02	0,05
Pompa-03	0,05
Pompa-04	0,50
Pompa-05	0,13
Pompa-06	1,00

	Pompa-07	0,05	
	Pompa-08	1,00	
	Pompa-09	1,00	
	Pompa-10	0,05	
	Pompa-11	1,00	
	Pompa-12	0,05	
	Pompa-13	0,05	
	Pompa-14	1,00	
	Pompa-15	0,05	
	Pompa-16	1,00	
	Pompa-17	0,05	
	Pompa-18	0,5	
	Pompa-19	0,05	
	Pompa-20	0,05	
listrik proses sehingga yang 12.8241	Mixer	0,50	Total untuk alat sebesar 15.85 hp jumlah listrik dibutuhkan Kw
	Netralizer	1,00	
	Reaktor	5.00	

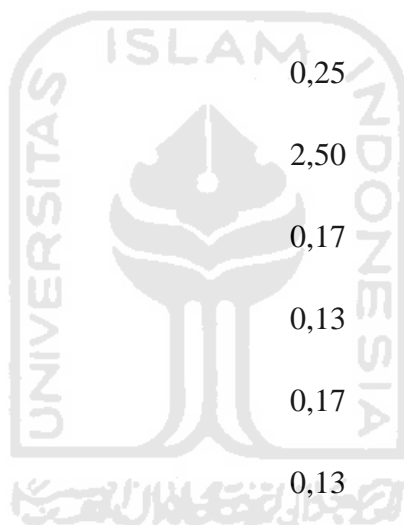
2. Kebutuhan listrik untuk alat utilitas

Total kebutuhan listrik pada utilitas tersaji pada table dibawah ini

Nama Alat	Power Alat (hp)
-----------	-----------------

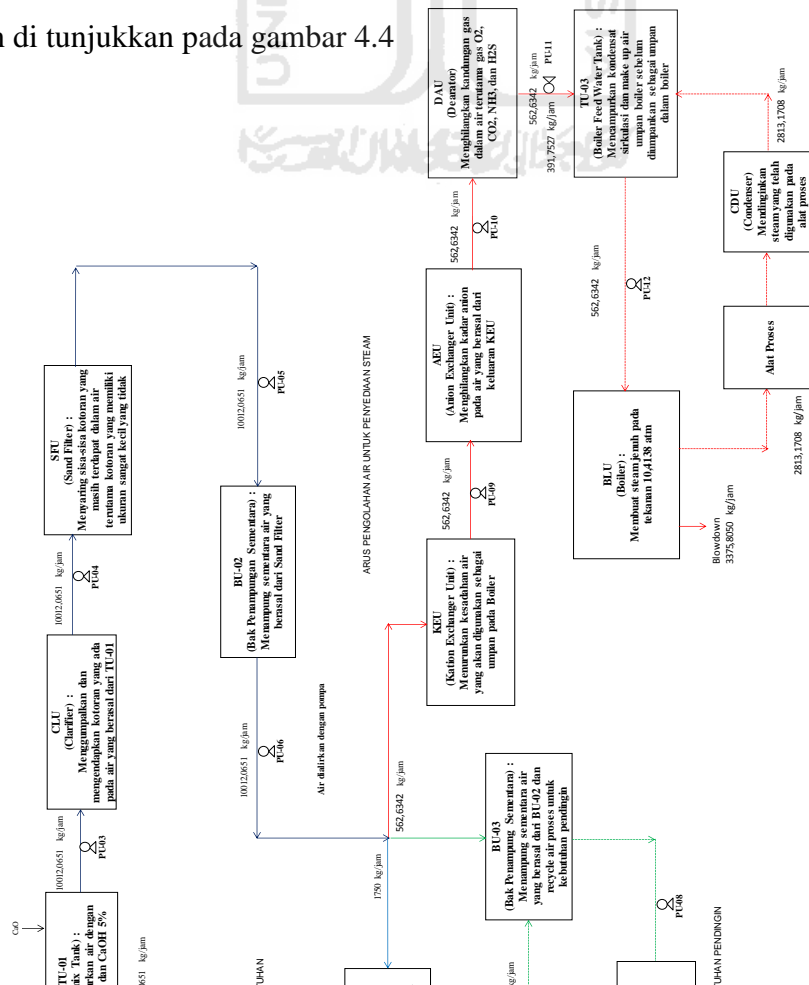
PU-01	7,50
PU-02	10,00
PU-03	2,50
PU-04	4,00
PU-05	2,50
PU-06	15,00

PU-07	0,25
PU-08	2,50
PU-09	0,17
PU-10	0,13
PU-11	0,17
PU-12	0,13
TU-01	2,50
TU-02	0,50
CTU	0,30
KU	2,00



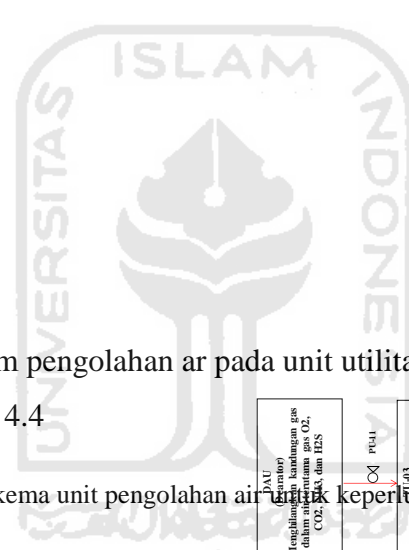
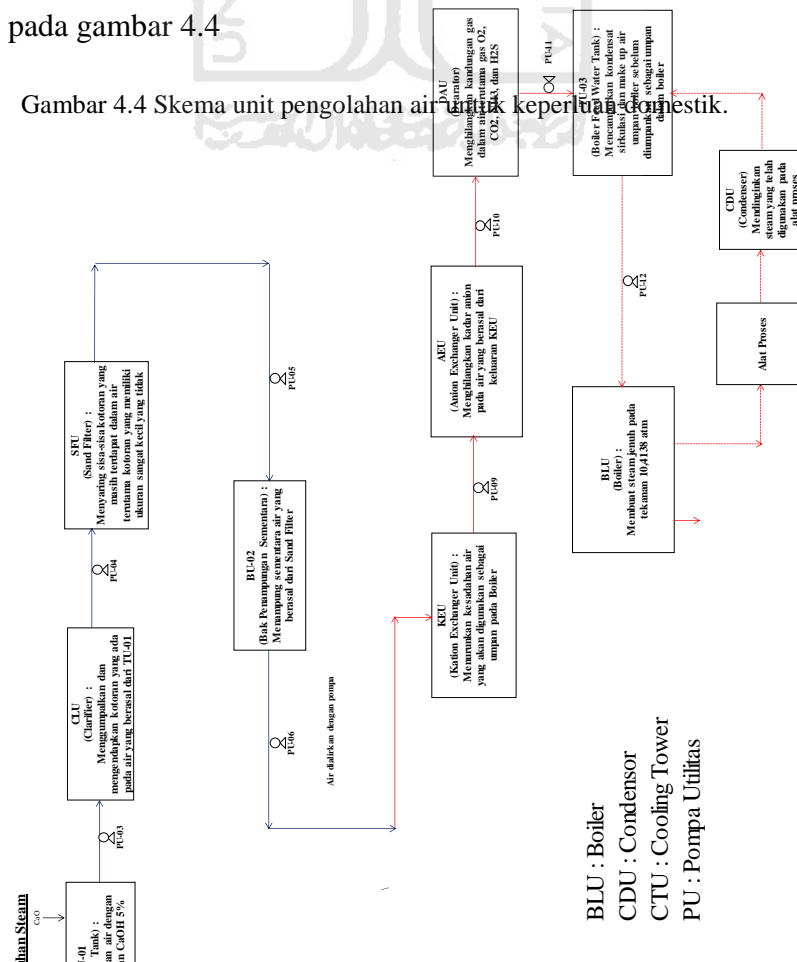
Total listrik untuk alat utilitas sebesar 52.84 hp. Ditambah dengan kebutuhan listrik alat proses berjumlah 68.68 hp, dengan variable keamanan sebesar 20% didapatkan kebutuhan total sebesar 82.42.61 hp. Kebutuhan listrik keperluan lain seperti alat-alat control dan instrumentasi sebesar 4.121 hp. Untuk kebutuhan listrik laboratorium, rumah tangga, perkantoran, penerangan, dan lain-lain sebesar 20.607 hp . dengan factor daya 80% jadi total kebutuhan listrik adalah 133.942 hp = 79.937 kVa. Energi utama diperoleh dari listrik PLN dengan kekuatan 300 kVa. Sebagai cadangan digunakan generator listrik dengan daya 220 kVa dengan bahan bakar *diesel oil*. Pada gambar 4.4 menjelaskan tentang skema unit pengolahan air untuk keperluan pendingin

Berikut ini adalah diagram pengolahan ar pada unit utilitas untuk kebutuhan pendingin di tunjukkan pada gambar 4.4



Berikut ini adalah diagram pengolahan air pada unit utilitas untuk kebutuhan steam di tunjukkan pada gambar 4.4

Gambar 4.4 Skema unit pengolahan air untuk kebutuhan domestik.



4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Umum Perusahaan

Bentuk Perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Lapangan Produksi	: Butil Asetat (CH ₃ COOCH ₉)
Kapasitas	: 22.000 ton/tahun
Status Pemodalan	: Penjualan Saham
Lokasi	: Tuban. Jawa timur
Tahun Pendirian	: 2021

4.6.2 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yang berbentuk badan hukum. Badan hukum ini berbentuk perseroan sebab modal badan hukum terdiri dari saham-saham. Perseroan terbatas harus didirikan memakai akta autentik. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dan dibantu oleh manajer-manajer.

Direktur dipilih oleh rapat umum anggota yang dipilih menjadi direktur tidak selalu orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham. Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu akuntan pabrik apabila perusahaan tidak berjalan sebagaimana mestinya. Direksi dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham setelah masa jabatan habis.

Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham yang biasanya dilakukan satu tahun sekali.

Modal perusahaan diperoleh dari penjualan saham-saham dan apabila perusahaan rugi maka pemilik saham hanya akan kehilangan modalnya saja dan tidak menyinggung harta kekayaan pribadi untuk melunasi hutang-hutangnya. Pemilihan bentuk Perseroan Terbatas ini didasarkan pada ketentuan-ketentuan sebagai berikut:

- a. Mudah mendapat modal dengan cara menjual saham
- b. Tanggung jawab terbatas pada pemegang saham, dimana kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pemegang saham
- c. Pemilik dan pengurus terpisah satu dengan yang lain, dimana pemilik Perseroan Terbatas adalah pemegang saham, sedangkan pengurus adalah direksi. Oleh karena itu pengurus dan pengusaha P.T harus dipilih orang-orang yang cakap dalam bidangnya.
- d. Kehidupan Perseroan Terbatas lebih terjamin, tidak terpengaruh oleh kepentingan atau berhentinya seorang pemegang saham, direksi, atau karyawan.
- e. Efisiensi dalam manajemen.
- f. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi

4.6.3 Sistem Organisasi

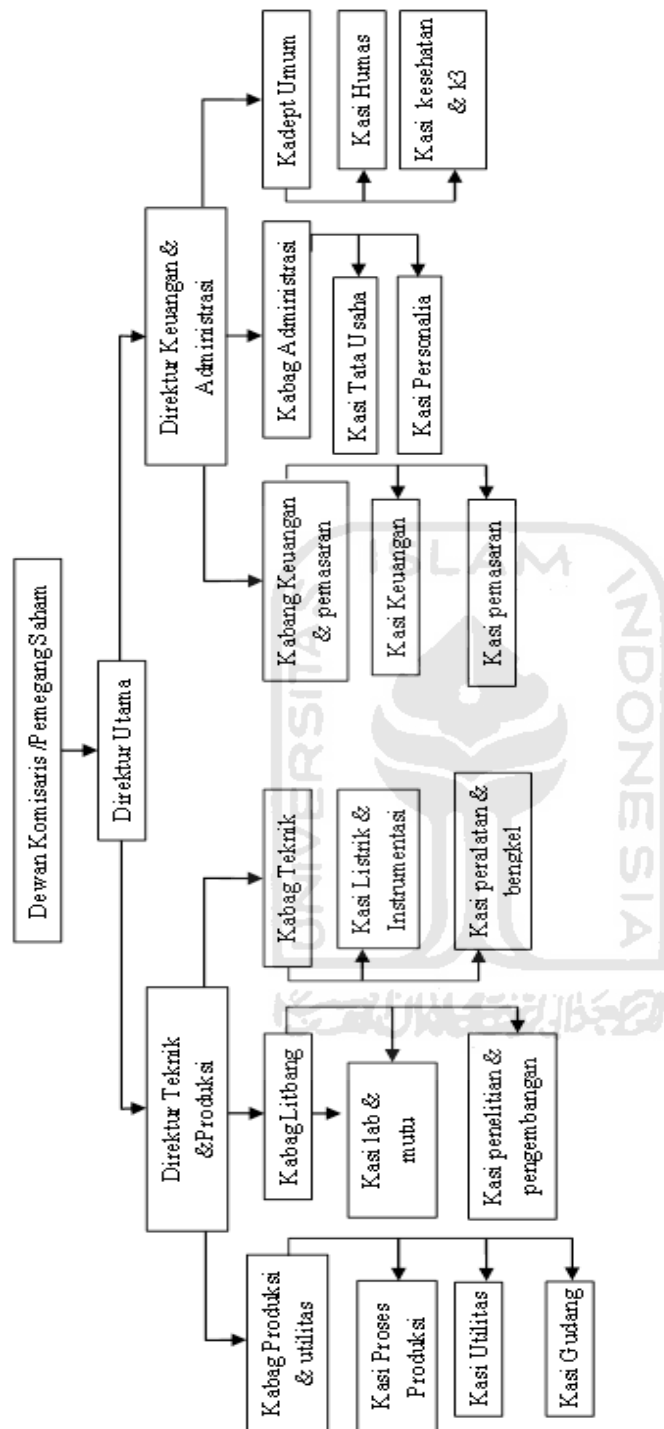
Struktur organisasi perusahaan

Untuk memperlancar jalannya perusahaan, perlu dibuat struktur organisasi perusahaan sehingga pembagian tugas dan wewenang dari karyawan dapat dilaksanakan dengan baik. Jenjang jabatan organisasi perusahaan adalah sebagai berikut :

- Direktur Utama
- Direktur Bidang
- Kepala Bagian
- Kepala Seksi
- Kepala Shift
- Pegawai/Operator

Masing-masing fungsi mempunyai wewenang dan tugas yang berbeda sesuai dengan bidangnya. Semakin ke atas jabatan yang diduduki, maka semakin luas pula tugas dan wewenang yang dimiliki. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada pucuk pimpinan yang terdiri dari Direktur Utama dan Direktur Bidang yang disebut Dewan Direksi.

Dalam struktur organisasi perusahaan, setiap bawahan hanya mempunyai satu garis tanggung jawab kepada atasannya dan setiap atasan hanya memiliki satu garis komando kepada bawahannya. Struktur organisasi perusahaan disajikan dalam bentuk diagram pada gambar 4.7



Gambar 4. 6 Struktur organisasi perusahaan

Pimpinan perusahaan terdiri atas :

1. Direktur Utama

Tugas : Melaksanakan fungsi pimpinan tertinggi perusahaan, memimpin semua kegiatan pabrik secara keseluruhan, dan bertanggung jawab terhadap kelangsungan pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (minimal S-2)

Jumlah : 1 orang

2. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas : Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang teknik , produksi, pengembangan, pemeliharaan peralatan dan laboratorium.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (minimal S-1)

Jumlah : 1 orang

3. Direktur Keuangan dan Administrasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap masalah-masalah pabrik yang berhubungan dengan administrasi, keuangan, hubungan masyarakat, dan hal umum lainnya.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Hukum/Psikologi (minimal S-1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Teknik dan Produksi dibantu oleh 3 orang Kepala Bagian :

1. Kepala Bagian Teknik, Listrik dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pengelolaan pabrik secara

teknis yang meliputi pemeliharaan alat, bengkel, gudang, dan perlengkapannya.

Pendidikan : Sarjana Teknik Mesin /Teknik Elektro

Jumlah : 1 orang

Kepala Bagian Teknik membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

- a. Kepala Seksi Gudang dan Perlengkapannya
- b. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

2. Kepala Bagian Produksi

Tugas : Bertanggung jawab atas jalannya operasi pabrik sehari-hari serta menjaga kelangsungan proses produksinya.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Jumlah : 1 orang

Kepala Bagian Produksi membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

- a. Kepala Seksi Proses
- b. Kepala Seksi Utilitas

3. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Tugas : Memimpin aktivitas laboratorium, pengendalian mutu, penelitian, dan pengembangan.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Jumlah : 1 orang

Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

- a. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu
- b. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Direktur Keuangan dan Administrasi dibantu oleh 3 Kepala Bagian, yaitu :

1. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Memimpin pengelolaan bidang keuangan dan pemasaran, termasuk pembelian bahan baku, bahan pembantu, dan penjualan hasil.

Pendidikan : Sarjana Teknik Industri/Ekonomi

Jumlah : 1 orang

Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

- a. Kepala Seksi Keuangan
- b. Kepala Seksi Pemasaran

2. Kepala Bagian Administrasi

Tugas : Mengelola bidang administrasi pabrik, personalia, dan tata usaha.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Psikologi

Jumlah : 1 orang

Kepala Bagian Administrasi membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

- a. Kepala Seksi Personalia
- b. Kepala Seksi Tata Usaha

3. Kepala Bagian Umum

Tugas : Mengelola bidang hubungan masyarakat, keamanan, dan kesejahteraan karyawan.

Pendidikan : Sarjana Hukum/Sospol

Jumlah : 1 orang

Kepala Bagian Umum membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

a. Kepala Seksi Humas Dan Keamanan

b. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Berikut adalah *job description* untuk jabatan Kepala Seksi dan Karyawan dari masing-masing bagian dalam perusahaan

1. Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia / Teknik Mesin

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang kepala shift (D3 Teknik Kimia)

12 orang operator DCS (D3 Teknik Kimia/ SLTA)

20 orang field operator (STM/SLTA)

2. Kepala Seksi Utilitas

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia / Teknik Mesin

Jumlah : 1 orang
Bawahan : 4 orang kepala shift (D3 Teknik Mesin)
8 orang operator DCS (D3 Teknik Kimia/ SLTA)
21 orang field operator (STM/SLTA)

3. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia / Teknik Mesin

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang operator (STM Mesin)

4. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Elektro/ Kimia / Mesin

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang operator (STM Listrik)

5. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinir kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 6 orang operator (S1 Teknik Kimia / Elektro/ Mesin)

6. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Tugas : Menyelenggarakan pemantauan hasil (mutu) dan pengolahan limbah

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 8 orang operator (D3 MIPA / Analitik)

7. Kepala Seksi Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan

Pendidikan: Sarjana Ekonomi / Akuntansi

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang staff (D3 Ekonomi / Akuntansi)

8. Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik

Pendidikan : Sarjana Teknik Industri/Ekonomi

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang staff (D3 Ekonomi / Akuntansi)

9. Kepala Seksi Tata Usaha

- Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor
- Pendidikan : Sarjana Hukum / Ekonomi
- Jumlah : 1 orang
- Bawahan : 4 orang staff (D3 Manajemen Perusahaan)

10. Kepala Seksi Personalia

- Tugas : Mengkoordinasi kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian
- Pendidikan : Sarjana Hukum / Psikologi
- Jumlah : 1 orang
- Bawahan : 4 orang staff (D3 Komunikasi/Psikologi)

11. Kepala Seksi Humas dan Keamanan

- Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah dan masyarakat serta mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan
- Pendidikan : Sarjana Hukum / Psikologi / Komunikasi
- Jumlah : 1 orang
- Bawahan : 2 orang staff (D3 Komunikasi)
- 4 orang kepala regu keamanan
- 16 orang satpam

12. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : Bertanggungjawab terhadap masalah kesehatan karyawan dan keluarga serta menangani masalah keselamatan kerja dalam perusahaan

Pendidikan : Sarjana Kedokteran Umum

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang staff (S1/D3 Hiperkes / Akper)

Karena bahan-bahan yang ada di pabrik diproses secara kimia, maka perusahaan menetapkan dasar bagi rekrutmen operator pabrik dengan modal pendidikan minimum adalah SLTA. Karena masing-masing operator harus sudah memiliki bekal pengetahuan ilmu kimia yang baru diajarkan oleh sekolah kepada siswa SLTA. Diharapkan dengan bekal ilmu pengetahuan yang sesuai, para karyawan mulai dari tingkat operator mempunyai kesadaran yang tinggi tentang keselamatan kerja dan mengetahui bahaya dari bahan kimia yang dikelola oleh unit kerjanya.

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 yang bersangkutan.

Hari Libur Nasional

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

Kerja Lembur (*Over Time*)

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

4.6.4 Struktur Penggajian Karyawan

Penggajian karyawan berdasarkan tanggung jawab dan tingkat pendidikan :

Tabel 4.19 Gaji karyawan

Jabatan	Pendidikan (min)	Jumlah	Gaji pegawai/ bulan (Rp)	Gaji total/ tahun (Rp)
Direktur utama	S-1	1	50.000.000	600.000.000
Direktur	S-1	2	40.000.000	960.000.000
Kepala Bagian	S-1	9	25.000.000	2.700.000.000
Kepala Seksi	S-1	12	12.000.000	1.728.000.000
Kepala shift	S-1	24	7.000.000	2.016.000.000
Pegawai staff	S-1	12	7.000.000	1.008.000.000
Pegawai staff	SLTA	25	3.000.000	900.000.000
Operator	D3/S1	100	4.000.000	4.800.000.000
Security	SLTA	10	2.000.000	240.000.000,
Pegawai	SLTA	5	2.000.000	120.000.000
Jumlah		200	152.500.000	15.216.000.000

Rincian operator untuk tiap alat adalah sebagai berikut :

Tabel 4.20 Rincian operator

Alat	Jumlah	operator/shift
Reaktor	1	1
Menara Distilasi	2	1
Decanter	1	1
HE	5	1
Kompresor	1	1
Pompa	17	1
Boiler	2	2
Unit demineralisasi	1	1
Generator listrik	1	1
Cooling tower	1	1
Unit pengolahan air	1	1
Bongkar muat	1	1
Ruang kontrol	1	5
Laboratorium	1	2
Total		20

4.6.5 Jam Kerja Karyawan

Pabrik butil asetat beroperasi selama 24 jam sehari dan 330 hari dalam setahun. Jam kerja karyawan dibedakan menjadi 2, yaitu :

Sistem Non-shift (Normal Day)

Sistem ini biasanya berlaku untuk karyawan yang bekerja di kantor. Karyawan *non-shift* bekerja 5 hari seminggu dan libur pada hari Sabtu, Minggu, dan hari besar, dengan jam kerja sebagai berikut :

Hari Senin s.d. Kamis	: Jam kerja	: 08.00 – 16.00
	Istirahat	: 12.00 – 13.00
Hari Jumat	: Jam kerja	: 08.00 – 16.30
	Istirahat	: 11.30 – 13.00

Sistem *Shift*

Sistem ini biasanya berlaku untuk karyawan yang bertugas di unit Produksi dan Laboratorium Produksi.

Shift Operasi, dibagi tiga :

4.6.5.1 *Shift* pagi : 07.00 – 15.00

4.6.5.2 *Shift* sore : 15.00 – 23.00

4.6.5.3 *Shift* malam : 23.00 – 07.00

Shift Sekuriti, dibagi tiga :

i. *Shift* pagi : 06.00 – 14.00

ii. *Shift* sore : 14.00 – 22.00

iii. *Shift* malam : 22.00 – 06.00

Karyawan *Shift* terdiri atas 4 kelompok, yaitu A, B, C dan D. Dalam satu hari kerja, hanya 3 kelompok yang masuk, sehingga ada 1 kelompok yang libur. Pengaturan shift berdasarkan hari. Jadwal pembagian kerja (siklus) *shift* tersaji sebagai berikut :

Tabel 4. 21 Tabel pembagian *shift* karyawan

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Pagi	A	A	A	A	A	A	D	D	D	D	D	D
Sore	C	C	B	B	B	B	B	B	A	A	A	A
Malam	D	D	D	D	C	C	C	C	C	C	B	B
Libur	B	B	C	C	D	D	A	A	B	B	C	C

13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
C	C	C	C	C	C	B	B	B	B	B	B
A	A	D	D	D	D	D	D	C	C	C	C
B	B	B	B	A	A	A	A	A	A	D	D
D	D	A	A	B	B	C	C	D	D	A	A

1 siklus terdiri dari 24 hari, dengan masing-masing grup mengalami 1 masa waktu shift selama 6 hari, dan sebelum beralih ke waktu *shift* yang lain tiap-tiap grup mendapat jatah libur 2 hari.

4.7 Evaluasi Ekonomi

4.7.1 Indeks Harga

Ketentuan dipakai:

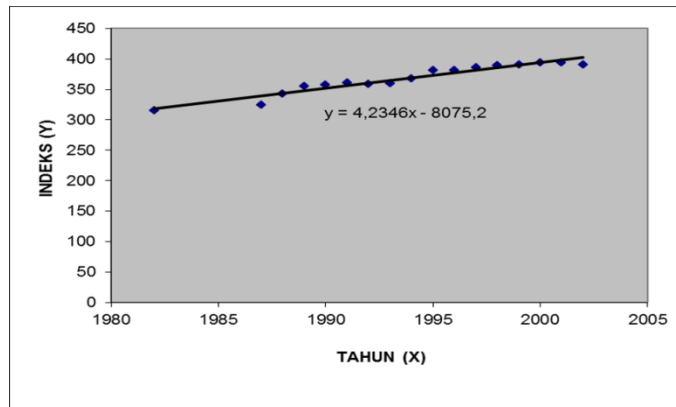
1. Pabrik direncanakan mulai dibangun tahun 2016 di daerah Tuban, Jawa Timur. Dan beroperasi pada 2021.
2. Harga peralatan yang digunakan berdasarkan harga alat. Harga indeks peralatan peralatan diambil dari *Timmerhaus*.

Berikut adalah indeks harga peralatan dari Timmerhaus

Tabel 4.22 Index harga peralatan

Peters - Timmerhaus (1981)	
Tahun	Indeks
1982	315
1987	324
1988	343
1989	355
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	390,4

Dari tabel data indeks harga diatas dapat di gambarkan grafik pada gambar 4.8 diambil data dari tabel timmerhaus (1981)



Gambar 4. 7 Grafik index harga

Harga Alat

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan Rasio Index harga. Perkiraan harga ini sangat sering digunakan.

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Peter, Timmerhaus 1981})$$

dimana: Ex = Harga alat pada tahun x

Ey = Harga alat pada tahun y

Nx = Index harga pada tahun x

Ny = Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi. Maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$Eb = Ea \left[\frac{Cb}{Ca} \right]^{0,6}$$

Dimana : Ea = harga alat a

Eb = harga alat b

Ca = Kapasitas alat a

Cb = Kapasitas alat b

Dasar Perhitungan:

- Kapasitas produksi : 22.000 ton/tahun
- Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- Umur alat : 10 tahun
- Nilai kurs : 1 US \$ = Rp. 13.000,00
- Tahun evaluasi : 2014
- Untuk buruh asing : \$ 25/manhour
- 1 manhour asing : 2 manhour Indonesia
- 5% tenaga asing : 95% tenaga Indonesia

Tabel berikut menyajikan total Daftar harga alat proses perusahaan

Tabel 4.23 Daftar harga alat proses

No.	Alat	Jumlah	Harga Satuan 2002 \$	Harga Satuan 2016 \$	Harga Total
1	P-01	2	4.000	4.731,08	9.462,16
2	P-02	2	4.000	4.731,08	9.462,16
3	P-03	2	2.300	2.720,37	5.440,74
4	P-04	2	2.900	3.430,03	6.860,07
5	P-05	2	2.300	2.720,37	5.440,74
6	P-06	2	4.000	4.731,08	9.462,16
7	P-07	2	2.300	2.720,37	5.440,74
8	P-08	2	4.000	4.731,08	9.462,16
9	P-09	2	4.000	4.731,08	9.462,16
10	P-10	2	2.300	2.720,37	5.440,74
11	P-11	2	4.000	4.731,08	9.462,16
12	P-12	2	2.300	2.720,37	5.440,74
13	P-13	2	4.000	4.731,08	9.462,16
14	P-14	2	3.100	3.666,59	7.333,18
15	P-15	2	2.300	2.720,37	5.440,74
16	P-16	2	4.000	4.731,08	9.462,16
17	P-17	2	2.300	2.720,37	5.440,74
18	P-18	2	2.300	2.720,37	5.440,74

Tabel Lanjutan 4.23

19	P-19	2	2.300	2.720,37	5.440,74
20	P-20	2	2.300	2.720,37	5.440,74
21	T-01	1	100.200	118.513,60	118.513,60
22	T-02	1	100.400	118.750,16	118.750,16
23	T-03	1	71.400	84.449,81	84.449,81
24	T-04	1	71.400	84.449,81	84.449,81
25	T-05	1	100.800	119.223,27	119.223,27
26	HE-01	1	1200	1.419,32	1.419,32
27	HE-02	1	1000	1.182,77	1.182,77
28	HE-03	1	5000	5.913,85	5.913,85
29	CL-01	1	1.190	1.407,50	1.407,50
30	CL-02	1	1200	1.419,32	1.419,32
31	MD-01	1	1.483.200	1.801.095	1.801.095
32	MD-02	1	1.234.200	1.600.242	1.600.242
33	CD	2	2200	2.602,10	2.602,10
34	ACC	2	350	413,97	413,97
35	RB	2	3000	3.548,31	3.548,31
36	R	1	12300	14.548,08	14.548,08
37	N	1	11000	12.376,02	12.376,02
38	M	1	12000	14.193,25	14.193,25
TOTAL					4.130.045,31

Physical plant cost

1 man hour asing	=	\$ 25
1 man hour asing	=	3 man hour Indonesia
1 man hour Indonesia		Rp 20.000,00
Jumlah tenaga kerja		
Asing		5%
Indonesia		95%
Nilai kurs : \$1 =		Rp13.000,00

a) Harga alat sampai di tempat

Harga alat di tempat dihitung berdasarkan 10% dari harga alat keseluruhan. Sehingga harga alat sampai di tempat sebesar \$ 4.543.049,84.

b) Instalasi

Biaya instalasi sebesar 11% dari harga alat proses. Sehingga didapatkan nilai biaya instalasi alat proses sebesar \$ 454.304,98

Biaya buruh instrumentasi sebesar 32% dari harga alat proses, dengan pembagian buruh asing dan buruh lokal.

Buruh asing sebesar \$ 520.385,71

Buruh lokal sebesar Rp 3.013.281.061

c) Pemipaan

Biaya pemipaan sebesar 49% dari biaya alat proses. Biaya pengerjaan pemipaan dibagi menjadi menjadi buruh asing dan buruh lokal, dihitung biaya buruh sebesar 37% biaya alat. Sehingga biaya material sebesar \$ 2.023.722,20. Dengan biaya buruh sebesar:

Buruh asing sebesar \$ 2.100.128,04

Buruh lokal sebesar Rp 3.484.106.226

d) Instrumentasi

Biaya material instrumentasi sebesar 24% dari harga alat proses.

Biaya material instrumentasi sebesar \$ 991.210,88. Dan biaya pengerjaan dihitung 6% dari biaya alat proses. Dengan biaya buruh sebesar:

Buruh asing sebesar \$ 12.390,14

Buruh local sebesar Rp. 564.990.198

e) Isolasi

Biaya material instalasi sebesar 3% dari harga alat proses.

Sehingga didapatkan nilai biaya instalasi alat proses sebesar \$

123.901. Biaya buruh isolasi sebesar 3% dari harga alat proses,

dengan pembagian buruh asing dan buruh lokal.

Buruh asing sebesar \$ 10.325,11

Buruh local sebesar Rp 470.825.165

f) Listrik

Biaya material listrik sebesar 7% dari harga alat proses. Biaya

material kelistrikan sebesar \$ 289.103. Dan biaya pengerjaan

dihitung 5% dari biaya alat proses. Dengan biaya buruh sebesar:

Buruh asing sebesar \$ 10.325,11

Buruh local sebesar Rp 470.825.165

g) Bangunan

Luas masing-masing bangunan :

i. Gedung Pertemuan	= 512 m
ii. Gedung Kantor Utama	= 1500 m ²
iii. Tempat Ibadah	= 230 m ²
iv. Gedung Klinik	= 340 m ²
v. Gedung Kantin	= 256 m ²
vi. Gedung Laboratorium	= 400 m ²

vii. Gedung Bengkel	=	440 m ²
viii. Gedung Pemadam Kebakaran	=	500 m ²
ix. Gedung Logistik	=	300 m ²
x. Pos Jaga	=	85 m ²
xi. Area Parkir	=	2.500 m ²
xii. Area Tangki 1	=	1.056 m ²
xiii. Area Tangki 2	=	1.056 m ²
xiv. Area Proses	=	10.000 m ²
xv. Area Utilitas	=	1736 m ²
xvi. Area UPL	=	1736 m ²
Total bangunan	=	22.647 m ²
Harga bangunan rerata	=	Rp. 1.800.000 /m ²
Sehingga total biaya bangunan sebesar Rp 40.076.460.000		

h) Tanah

Luas tanah dibutuhkan untuk pembangunan sebesar 40.330 m².

Dengan harga tanah Rp. 350.000, /m². Sehingga biaya total harga tanah sebesar Rp 14.115.500.000

i) Utilitas

Daftar harga alat proses pada unit pengolahan utilitas:

Tabel 4.24 Daftar harga alat utilitas

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga 2002, \$	Harga 2016, \$	Total harga,\$
1	P - 01 (pompa air sungai)	2	5.900,00	6.978,35	13.956,69
2	P - 02 (pompa bak pengendap awal)	2	5.900,00	6.978,35	13.956,69
3	P - 03 (pompa bak penggumpaL)	2	5.900,00	6.978,35	13.956,69
4	P - 04 (pompa clarifier)	2	5.900,00	6.978,35	13.956,69
5	P - 05 (pompa sand filter)	2	5.900,00	6.978,35	13.956,69
6	P - 06 (pompa sanitasi)	2	5.900,00	6.978,35	13.956,69
7	P - 07 (pompa hidrant)	2	4.100,00	4.849,36	9698,72
8	P - 08 (pompa untuk air pendingin)	2	10.600,00	12.537,37	2.5074,73
9	P - 09 (pompa CT)	2	10.600,00	12.537,37	2.5074,73
10	P - 10 (pompa TP air filter)	2	5.900,00	6.978,35	13.956,69
11	P - 11 (pompa ion exchange)	2	3.100,00	3.666,59	7333,18
12	P - 12 (pompa deaerator)	2	5.900,00	6.978,35	13.956,69
13	P - 13 (pompa tangki alum)	2	2.100,00	2.483,82	4967,64
14	P - 14 (pompa tangki soda abu)	2	2.100,00	2.483,82	4967,64
15	P - 15 (pompa bahan bakar)	2	4.700,00	5.559,02	11.118,04
16	Bak penampung dan pengendap awal	1	3.696,67	4.372,31	4.372,31
17	Bak penggumpal	1	19.667,09	23.261,65	23.261,65
18	Tangki larutan alum	1	25.500	30.160,65	30.160,65
19	Tangki larutan soda abu	1	25.500	30.160,65	30.160,65
20	Clarifier	1	12,16	14,38	14,38
21	Sand Filter	1	6,73	7,96	7,96
22	Cooling Tower	1	1.9345	22.880,70	22.880,70
23	Ion Exchange	2	0,46	0,54	1,09
24	Deaerator	1	24.059	28.456,28	28.456,28
25	Tangki penampung air	1	688,1	813,87	813,87
26	Tangki air sanitasi	1	206,5	244,25	244,25
27	Tangki air pemadam	1	17,56	20,77	20,77

LanjutanTabel 4.24

28	Tangki NaOH	1	214,25	253,41	253,41
29	Tangki NaCl	1	35,40	41,87	41,87
30	Tangki kaporit	1	106,00	125,37	125,37
31	Boiler -01	1	219.900,00	260.091,23	260.091,23
32	Tangki Bahan Bakar	1	4070,50	4814,46	4814,46
33	Blower	1	4043,63	4782,69	4782,69
34	Kompresor-01	1	16.300,00	19.279,16	19.279,16
35	Tangki udara	1	30,72	36,33	36,33
36	Boiler -02	1	420.156,00	496.948,12	496.948,12
37	Turbine	1	472.200,00	558.504,23	558.504,23
38	Condenser	1	146500,00	173.275,88	173.275,88
39	Pompa	2	100,00	118,28	236,55
40	Kompresor	1	500.600,00	592.094,91	592.094,91
41	Condensor	1	126.300,00	149.383,91	149.383,91
42	Expansion valve	1	178.988,58	211.702,41	211.702,41
TOTAL				\$	2.082.932,03

PEC utilitas = \$ 2.082.932

1) Harga alat sampai di tempat

Dihitung dari harga alat total di kalikan dengan biaya transportasi sebesar 25 % sehingga di temukan harga alat \$ 2.603.665

2) Instalasi

Material instalasi dihitung sebesar 11% PEC sehingga di dapatkan biaya instalasi \$. 229.122,48. Biaya pengerjaan di

dapat dari total biaya alat utilitas dikalikan dengan biaya pekerja sebesar 32 % PEC

\$ 666.538,13 sehingga didapatkan upah pekerja :

Buruh asing (5%) = \$ 41.658,00

Buruh lokal = Rp 649.874.745,00

3) Pemipaan

Material pemipaan sebesar 49% PEC sehingga di dapatkan biaya pemipaan \$1.020.636,56. Biaya pengerjaan di dapat dari total biaya alat utilitas dikalikan dengan biaya pekerja sebesar 37 % PEC \$ 770.684,75 sehingga didapatkan upah pekerja :

Buruh asing (5%) = \$.48.167,8

Buruh lokal = Rp 751.417.680

4) Instrumentasi

Material instrumentasi sebesar 24% PEC sehingga di dapatkan biaya instrumentasi \$ 499.903,59. Biaya pengerjaan di dapat dari total biaya alat utilitas dikalikan dengan biaya pekerja sebesar 3 % PEC

\$.62.487,95 sehingga didapatkan upah pekerja :

Buruh asing (5%) = \$ 3.905,5

Buruh lokal = Rp 60.925.000

5) Isolasi

Material isolasi sebesar 3% PEC sehingga di dapatkan biaya isolasi \$62.487,95. Biaya pengerjaan di dapat dari total biaya alat utilitas dikalikan dengan biaya pekerja sebesar 3 % PEC \$104.146,59 sehingga didapatkan upah pekerja :

Buruh asing (5%) = \$ 5.207,33

Buruh lokal = Rp 111.306.656

6) Listrik

Dihitung dari harga total alat utilitas di kalikan dengan material 10% PEC sehingga di dapatkan biaya listrik \$ 208.293,17. Biaya pengerjaan di dapat dari total biaya alat utilitas dikalikan dengan biaya pekerja sebesar 3 % PEC \$ 104.146,59 sehingga didapatkan upah pekerja :

Buruh asing (5%) = \$ 6.509,16

Buruh lokal = Rp 101.542.935

j) Engineering & Contruction

Engineering & construction dihitung sebesar 20% *PPC*. Sehingga didapatkan nilai sebesar:

- Dollar = \$ 3.036.576,54

- Rupiah = Rp 14.104.176.514

I. *Direct Plant Cost* :

- Dollar = \$ 18.219.459,26

- Rupiah = Rp. 84.625.059.084

k) Contractor fee

Contractor fee sebesar 5% *DPC*. Sehingga didapatkan nilai:

- Dollar = \$ 910.972,96

- Rupiah = Rp 4.231.252.954,23

l) *Contingency* (15% *DPC*):

Contingency sebesar 15% *DPC* sehingga didapatkan hasil sebesar:

- Dollar = \$ 2.732.918,89

- Rupiah = Rp 12.693.758.862

Manufacturing Cost

A. *Direct Manufacturing Cost*

Bahan baku :

a. Butil Alkohol

harga = \$ 1.384,62 /ton

kebutuhan = 14.630,3965 ton/tahun

Biaya bahan = \$ 20.257.472

b. Asam Asetat

harga = \$461,54 /ton

kebutuhan = 12.365,7079 ton/tahun

Biaya bahan = \$ 5.707.249

c. Asam Sulfat

harga = \$ 230,77 /ton

kebutuhan = 417,6806 ton/tahun

Biaya bahan = \$ 96.387,84

d. Natrium Hidroksida

harga = \$ 307,69 /ton

kebutuhan = 340,96 ton/tahun

Biaya bahan = \$ 104.911,93

Biaya Total bahan = \$ 26.166.021,68

Rp 340.158.281.879

Gaji Karyawan (buruh dan non buruh):

Tabel 425 Daftar gaji karyawan pabrik per bulan

Jabatan	Pendidikan	Jumlah	Gaji/orang/bulan	Gaji total/tahun
Direktur utama	S-1	1	50.000.000	600.000.000
Direktur	S-1	2	40.000.000	960.000.000
Kepala Bagian	S-1	9	25.000.000	2.700.000.000
Kepala Seksi	S-1	12	12.000.000	1.728.000.000
Kepala shift	S-1	24	7.500.000	2.160.000.000
Pegawai Staff I	S-1	12	7.000.000	1.008.000.000
Pegawai Staff III	SLTA	25	3.000.000	900.000.000
Operator	D3-S1	100	4.000.000	4.800.000.000
Security	SLTA	10	2.000.000	240.000.000
Pegawai	SLTA	5	2.000.000	120.000.000
Jumlah		200		15.216.000.000

Gaji labor 1 tahun = Rp 15.216.000.000

Supervisi (10 % Karyawan) = Rp 1.521.600.000

Maintenance (6 % FCI) = Rp 6.093.004.254

Plant Supplies (15 % Maint.) = Rp 913.950.638

Royal. dan Patt. (1 % Sales) = Rp 8.343.946.390

Utilitas dan Unit Pengolahan limbah :

Tabel 4.26 Bahan baku utilitas

Komponen	kg/tahun	Harga satuan (Rp)	Biaya (Rp)
Zeolit	28,8603	4.450	128.428,39
R-NH2 weakly basin anion	28,8603	5.697	164.414,77
NaCl	14,8454	1.709	25.371,87
Ca(OCL)2 (kaporit)	330,0000	1.709	563.994,68
NaOH	330,0000	5.000	1.650.000,00
Alum (tawas)	4.710,7929	484	2.281.144,24
soda abu (Na ₂ CO ₃)	918,6046	2.974	2.731.737,33
Benzene	10.000	3.800	37.998.429,61
Dowtherm A	10.000	2.057	20.565.866,70
Amoniak	25.000	4.738	118.450.699,08
fuel oi l	930.161,8984	5.697	5.299.054.186,39
			5.483.614.273,076

Direct Manufacturing Cost = Rp 377.723.024.836

Indirect Manufacturing Cost

1. *Payroll Overhead* (15 % Kary.) = Rp. 2.282.400.000

2. *Laboratorium* (10 % Kary.) = Rp. 1.521.600.000

3. *Pack dan Ship* (1 % Sales) = Rp. 83.439.463.904

4. *Plant Overhead* (50 % Kary.) = Rp 9.890.400.000

Total = Rp 97.133.863.904

C. Fixed Manufacturing Cost

1. *Depressiasi* (10% FCC) = Rp 10.144.322.164

2. *Property tax* (1% FCC) = Rp 1.014.432.216

3. *Asuransi* (1% FCI) = Rp 1.014.432.216

Total = **Rp 12.173.186.597**

Manufacturing Cost (Mc)

DMC+IMC+FMC = **Rp 487.030.075.339**

Working Capital

Lama bahan didalam proses diperkirakan 1hari sehingga *manufacturing cost* sebesar Rp 737.924.356

Lama penyimpanan 7 hari sehingga biaya *manufacturing cost* sebesar Rp 10.330.940.992

Cadangan kredit untuk Customer selama 1 bulan. Sehingga didapatkan cadangan kredit sebesar Rp 69.532.886.587 .

Pembagian gaji, service dan material per satu tahun sebesar Rp 40.585.839.611

Total *Working Capital (Wc)* = Rp 121.189.733.389

II. *General Expense*

1. administrasi (2% Man. Cost) = Rp 16.687.892.780

2. sales (2% Man. Cost) = Rp 66.751.571.123

3. finance (15% WC+12%FCC) = Rp. 30.351.325.329

4. riset (3 % Man. Cost) = Rp 25.031.839.171 +

Rp 138.822.628.405

III. Total Biaya Produksi

Total biaya produksi

Adalah total *manufacturing cost* dan *General expense* sehingga total biaya produksi sebesar Rp 625.852.703.744

Total capital investment

Adalah total biaya FCC dan *Working Capital* sehingga total biaya produksi sebesar Rp 421.890.555.904

Harga jual produk :

$$\begin{aligned} \text{Harga Dasar} &= \frac{\text{Total Biaya Produksi}}{\text{Volume Produksi}} \\ &= \frac{\text{Rp. 625.886.040.000}}{22.000.000 \text{ Kg/th}} \\ &= \text{Rp. 28449 /Kg} \end{aligned}$$

Total Sales :

$$\begin{aligned} \text{Butil Asetat} &= \text{Rp. 39.000 /kg} \\ \text{Produksi tiap tahun} &= 22.000.000 \text{ kg} \\ \text{Annual sales} &= \text{Rp. 834.394.639.046} \\ \text{Total annual sales} &= \text{Rp. 834.394.639.046} \end{aligned}$$

Prosentase harga jual terhadap harga dasar :

$$\begin{aligned} \% \text{ Harga jual} &= \frac{\text{Rp. 39.000 /kg}}{\text{Rp. 26.321 /kg}} \times 100\% \\ &= 137,08\% \end{aligned}$$

4.7.2 Analisis Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

$$\begin{aligned} \text{Total sales} &= \text{Rp. 834.394.639.046} \\ \text{Total biaya produksi} &= \text{Rp. 625.886.040.000} \\ \text{Keuntungan} &= \text{Rp. 208.508.599.045} \end{aligned}$$

b. Keuntungan Sesudah Pajak

$$\begin{aligned} \text{Pajak} &= 50 \% \\ \text{Keuntungan} &= \text{Rp. 104.254.299.522} \end{aligned}$$

4.7.3 Analisis Kelayakan

1. Return On Investement

ROI adalah kecepatan tahunan pengembalian investasi (modal) dari keuntungan.

Sebelum pajak :

Profit before tax = Rp. 118.032.739.021

FCC = Rp 385.773.635.312

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{Profit before tax}}{\text{FCC}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp. 118.032.739.021}}{\text{Rp 385.773.635.312}} \times 100\% \\ &= 30,66\% \end{aligned}$$

Sesudah pajak :

Profit after tax = Rp. 59.016.369.510

FCC = Rp385.773.635.312

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{Profit after tax}}{\text{FCI}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp. 59.016.369.510}}{\text{Rp385.773.635.312}} \times 100\% \\ &= 15,33\% \end{aligned}$$

2. Pay Out Time

POT merupakan jangka waktu pengembalian investasi (modal) berdasarkan keuntungan perusahaan dengan mempertimbangkan depresiasi. Berikut adalah persamaan untuk POT :

Sebelum pajak :

$$= 2,45 \text{ tahun} \rightarrow (\text{kurang dari 5 tahun})$$

Sesudah pajak :

$$= 3,95 \text{ tahun}$$

3. Break Even Point

BEP merupakan titik perpotongan antara garis *sales* dengan *total cost*, yang menunjukkan tingkat produksi dimana *sales* akan sama dengan *total cost*. Pengoperasian pabrik di bawah kapasitas tersebut akan mengakibatkan kerugian dan pengoperasian pabrik di atas kapasitas produksi tersebut, maka pabrik akan untung. BEP dinyatakan dengan persamaan:

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

- Fa = Annual fixed expense pada kapasitas maksimum
- Ra = Annual regulated expense pada kapasitas maksimum
- Sa = Annual sales value pada kapasitas maksimum
- Va = Annual variabel expense pada kapasitas maksimum
- ra = Annual production rate
- Z = Annual kapasitas maksimum

Tabel Annual fixed expense pada kapasitas maksimum :

Tabel 4.27 *Fixed cost (Fa)*

KOMPONEN	BIAYA	
Depreciation	Rp	38.577.363.531
Property taxes	Rp	3.853.732.013
Insurance	Rp	3.853.732.013
Fa	Rp	46.244.784.158

Tabel Annual regulated expense pada kapasitas maksimum

Tabel 4.28 *Regulated cost (Ra)*

KOMPONEN	BIAYA	
Labor cost	Rp	15.216.000.000
Plant overhead	Rp	9.890.400.000
Supervisor	Rp	1.521.600.000

Tabel lanjutan (Ra)

Laboratory	Rp	1.521.600.000
Administration	Rp	16.687.892.780
Finance	Rp	67.122.073.426
Sales expense	Rp	66.751.571.123
Research	Rp	25.031.839.171
Maintenance	Rp	23.146.418.118
Plant supplies	Rp	3.471.962.717
Ra	Rp	230.284.471.282

Tabel Annual variabel expense pada kapasitas maksimum

Tabel 4.29 *Variable cost (Va)*

KOMPONEN	BIAYA	
Raw material	Rp	340.158.281.879
Packaging & shipping Rp	Rp	83.439.463.904
Utilitas	Rp	5.483.614.273
Royalties	Rp	8.343.946.390
Va	Rp	437.425.306.447

Maka dari persamaan tersebut di dapatkan :

Break Even Point (BEP) = **48,9%** Kapasitas(40%-60%)

4. Shut Down Point

SDP adalah suatu tingkat produksi dimana pada kondisi ini, menutup pabrik lebih menguntungkan daripada mengoperasikannya. Keadaan ini terjadi bila *output* turun sampai di bawah BEP dan pada kondisi dimana *fixed expense* sama dengan selisih antara *total cost* dan *total sales*.

SDP dinyatakan dengan persamaan berikut :

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

SDP = **29,3185%** Kapasitas (22 - 30 %)

5. Discounted cash flow rate

Rate of return based on discounted cash flow adalah laju bunga maksimum dimana suatu pabrik (proyek) dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

DCF didapat dengan *trial and error*,

Asumsi

Umur pabrik 10 tahun		
Depresiasi 10% Fixed Capital Cost tiap tahun		
Salvage value = Harga tanah	= Rp	14.115.500.000,00
Modal yang dipinjam dalam Rupiah	= Rp	67.122.073.426,65

Annual cash flow

Profit after taxes	= Rp	59.016.369.510,69
Depresiasi	= Rp	38.577.363.531,30
Finance	= Rp	67.122.073.426,65
Total	= Rp	164.715.806.468,63

$$(WC+FCI) \times (1+i)^{10/CF} = [(1+i)^9 + (1+i)^8 + \dots + (1+i)+1] + (WC + SV)/CF$$

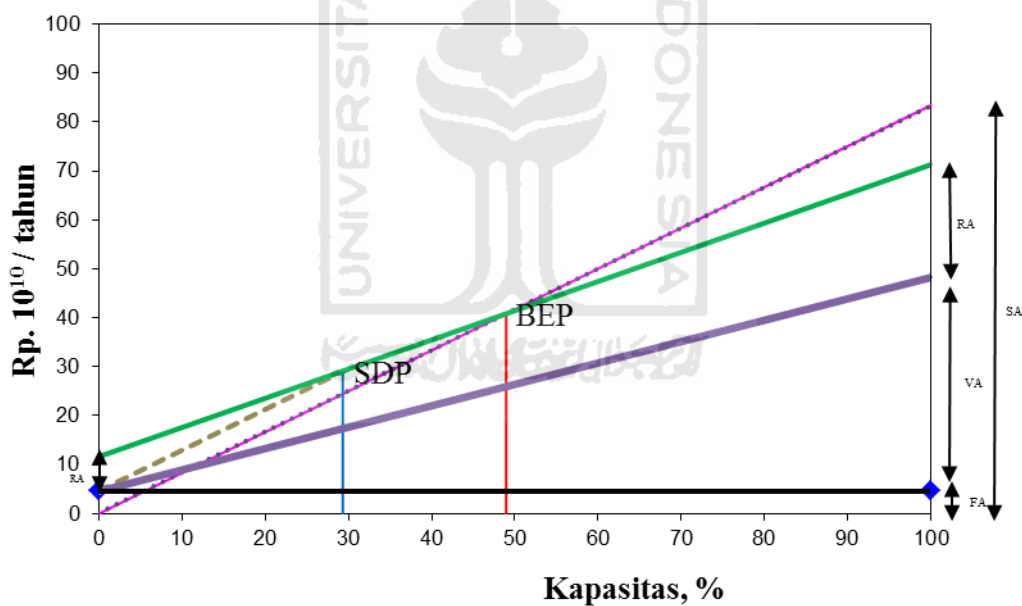
$i = 28,44\%$ (menarik jika lebih dari 1.5 bunga Bank)

Kelayakan pabrik dengan skala resiko rendah disajikan pada tabel dibawah:

Tabel 4.30 Data hasil perhitungan dengan syarat ketentuan yang berlaku

Indikator	Syarat kategori pabrik beresiko rendah	Hasil perhitungan	Kesimpulan
ROI	Minimum 11%	48,95%	Memenuhi
POT	Maksimum 5 th	2,45 th	Memenuhi
BEP	40-60%	48,95%	Memenuhi
SDP	-	29,31%	Memenuhi
DCFR	1.5 x bunga deposito (6,5%)	28,44%	Memenuhi

Berikut adalah gambar grafik *break even point*



Gambar 4.8 Grafik *break even point*

Keterangan:

- Total Cost = $Va + Ra + Fa$
- Keuntungan = Sales – Total Cost

- BEP = titik dimana pada kapasitas ini total pengeluaran sama dengan harga jual
- SDP = titik dimana kerugian pabrik sama dengan *fixed cost* sehingga pabrik lebih baik ditutup. Tetapi bila diantara titik BEP dengan SDP maka pabrik bisa ditutup bisa tidak tergantung kecenderungan perekonomian dimasa yang akan datang

Dengan demikian dapat disimpulkan bahwa pabrik butil asetat dengan bahan baku dari butanol dan asam asetat kapasitas 22.000 ton/tahun layak didirikan.



BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Dalam perancangan pabrik butil asetat dari butanol dan asam asetat kapasitas 22.000 ton/tahun dapat disimpulkan sebagai berikut.

1. Pendirian pabrik butil asetat 22.000 ton/tahun dilatarbelakangi keinginan mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri, menyediakan lapangan kerja baru, serta mendorong berkembangnya industri lainnya yang berbahan baku butil asetat.
2. Pabrik butil asetat berbentuk perseroan terbatas (PT) didirikan di Tuban, Jawa Timur di atas tanah seluas 40.000 m², dengan jumlah karyawan 200 orang dan beroperasi selama 330 hari/tahun.
3. Kapasitas 22.000 ton/tahun sebanyak 75,2% untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sisanya untuk di ekspor.
4. Ditinjau dari segi proses, sifat-sifat bahan baku, dan kondisi operasinya, maka pabrik butil asetat ini tergolong pabrik beresiko rendah.
5. Hasil analisis ekonomi pabrik butil asetat adalah sebagai berikut
 - Keuntungan
Sebelum Pajak Rp. 208.508.599.045,59
Sesudah Pajak Rp. 104.254.299.522,79
 - *Return on investment* (ROI)
Sebelum pajak 30,60%

Sesudah pajak 15,30%

Syarat ROI untuk pabrik kimia beresiko rendah minimum adalah 11% sebelum pajak

- *Pay Out Time*

Sebelum pajak : 2,4633 tahun

- *Break Even Point* sebesar 48,9577%

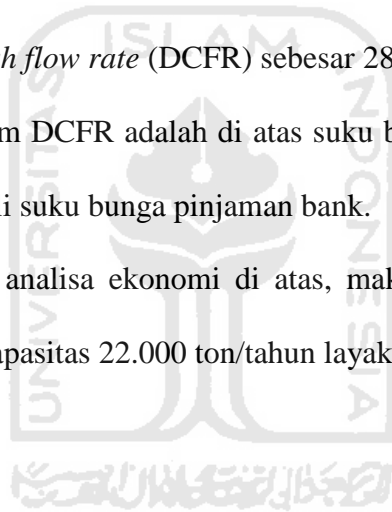
Range BEP untuk pabrik kimia berkisar 40-60%

- *Shut Down Point* sebesar 29,3185%

- *Discounted cash flow rate (DCFR)* sebesar 28,44%

Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu berkisar 1,5 kali suku bunga pinjaman bank.

Berdasarkan hasil analisa ekonomi di atas, maka pabrik butil asetat dari butanol dan asam asetat kapasitas 22.000 ton/tahun layak didirikan.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York, 1955.
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York, 1978.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York, 1959.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., *Chemical Engineering*, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York, 1983.
- Faith, W.L., and Keyes, D.B., *Industrial chemical*, John Wiley and Sons, Inc., New York, 1961.
- Fessenden, R.J. & Fessenden, J.S., *Organic Chemistry*, Brooks/Cole publish Company, California. 1982
- Fromment, F.G., and Bischoff, B.K., *Chemical Reactor Analysis and Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York, 1979.
- I.Mackay, Donald, *Handbook of physical-chemical properties and environmental fate for organic chemical*, Taylor & Francis group, 1997
- Kern, D.Q., *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York, 1983.
- Khire, S., et al., “*Esterification of Aliphatic Alcohols with Acetic Acids in Presence of Different Acid Catalyst*”, Indian Journal of Chemical Technology vol. 19, September 2012, pp.342-350.
- Kirk, R.E and Othmer, D.F, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3rd ed, A Willey Interscience Publication, John Wiley and Sons, Inc, New York, 1978
- Liu, K., et al., “*Separation of Organic Compounds from Water by Pervaporation in The Production of N-Butyl Acetate via Esterification by Reactive Distillation*”, Journal of Membrane Science 256 (2005) 193–201.

- Perry, R.H., and Green, D.W., *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York, 1986.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1981, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 3ed, Mc. Graw Hill Book Company, Inc., Singapore.
- Rase, F. Howard, *Chemical Reactor Design Process Plant*, Vol 1, John Wiley and Sons, Inc, New York, 1977.
- Severn, et all, *Steam, Air and Gas Power*, John Wiley and Sons, Inc, New York, 1954.
- Smith, J.M and Van Ness, H.C, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 5th ed, Mc. Graw Hill Book Company, Singapore, 1996.
- Treyball, R.E, *Mass Transfer Operation*, 3rd ed, Mc. Graw Hill Book Co, Inc, Tokyo, 1981.
- Yaws, C.L, 1999, *Thermodynamics and Physical Property Data*, Mc. Graw Hill Book Co, Inc, New York
- www.icis.com – *chemical bussines*
- Badan Pusat Statistika Indonesia.2015



LAMPIRAN





Lampiran

Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

LAMPIRAN A

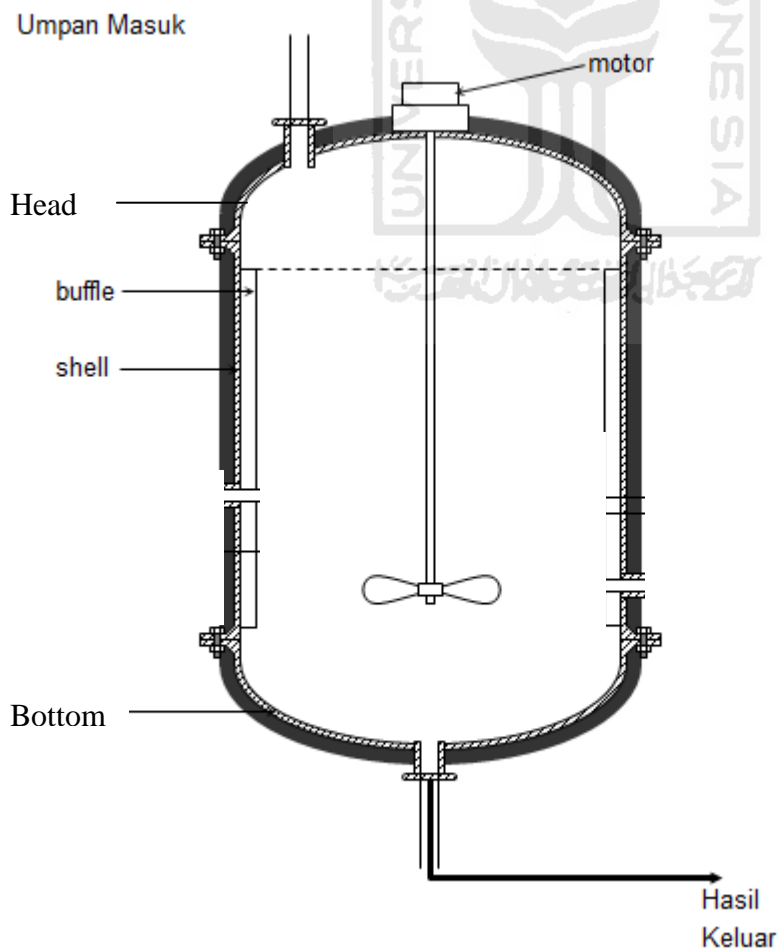
REAKTOR ALIR TANGKI BERPENGADUK

Fungsi : Tempat mereaksikan asam asetat dengan butanol menjadi butil asetat dengan kecepatan umpan asam asetat = 1561,327 kg/jam dan kecepatan umpan butanol = 1.847,272 kg/jam

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm (faith and keyes, hal 179)

Suhu : 100°C



Algoritma perancangan reactor

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

1. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi

Dari data literatur (Smith :132) diperoleh harga konstanta kecepatan reaksi

$$k = 1.044 \text{ m}^3/(\text{Kmol jam})$$

konstanta kecepatan reaksi untuk kondisi operasi $T = 100 \text{ C}$ dan Tekanan 1 atm

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

2. Perhitungan Dimensi Reaktor

Anggapan :

- Volume cairan selama reaksi tetap
- Bisa dianggap isothermal karena cairan dalam tangki mixed flow
- Reaksi sederhana orde dua terhadap CH_3COOH

Reaksi : $A + B \rightarrow C + D$

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

Volume cairan :

Komponen	massa, kg	densitas, kg/l	volume, liter
C ₄ H ₉ OH	1.847,272	0,7400	3123,6535
H ₂ O	125,768	0,9600	131,0081
CH ₃ COOH	1561,327	0,9600	1626,3820
CH ₃ COOC ₄ H ₉	146,20	0,7900	185,0618
H ₂ SO ₄	52,737	1,7400	30,3088
			5095,4144

Kondisi Awal :

Konsentrasi awal C₄H₉OH (C_{A0}) = 1.370 Kmol/m³

Konsentrasi awal CH₃COOH (C_{B0}) = 0.106 Kmol/m³

Konsentrasi H₂SO₄ = 0,00482 Kgmol/l

Perbandingan konsentrasi = 1:1.2 dengan basis mol CH₃COOH

Konversi Reaktor (X_A) = 0.94

Volume cairan dalam reaktor :

R input – R output – R reaksi = Akumulasi

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

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

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

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

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

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

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

dimana:

v = volum reaktor, liter

F_v = umpan masuk, liter/ jam

X_A = konversi

C_{A0} = konsentrasi awal, mol/ liter

Komponen	BM (kg.kmol)	ρ (kg/l)	Umpan			Wi	Wi ρ
			Fm(kmol/jam)	Fw(kg/jam)	Fv(lt/jam)	%mol	
C4H9OH	74	0.740	31.227	23.847,272	3123.914	0.482	0.652
H ₂ SO ₄	98	1.739	0.538	52.737	30.321	0.008	0.005
CH ₃ COOH	60	0.961	26.022	1561.327	1625.363	0.402	0.418
H ₂ O	18	0.956	6.987	132,871	131.589	0.108	0.113
CH ₃ COOC ₄ H ₉	116	0.794	1.260	2.983,650	184.022	0.019	0.024
TOTAL		4.395	64.774	4050.596	5095.209	1	1.1876
		4395.382	kg/m ³		5.095	m ³ /jam	

1. Menghitung waktu tinggal reaktor

$$C_{a0} = 1.370 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{b0} = 0.110 \text{ kmol/m}^3$$

$$M = 0.080 \text{ kmol/m}^3$$

$$k = 1.044 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

$$X_a = 0.900$$

$$(-r_a) = -0.161 \text{ kmol/m}^3.\text{jam}$$

$$\text{densitas camp} = 0.842 \text{ kg/lit}$$

$$v = \frac{F_v \cdot (X_{a_n} - X_{a_{n-1}})}{K \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{a_n}) (m - X_{a_{n-1}})}$$

$$v = \frac{Fv \cdot xa}{k \cdot Ca_0 (1 - xa)^2}$$

$$= 11,87050555 \text{ m}^3$$

Waktu tinggal

$$t = -\ln\left(\frac{Ca}{Ca_0}\right) * \frac{1}{k}$$

$$t = 2.205541 \text{ Jam}$$

2. Menghitung volume reaktor

Reaktor isothermal :

$$CA = 0.137 \text{ kmol/m}^3$$

$$k = 1.044 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

$$F_{a0} = 31.23 \text{ kmol}$$

$$F_a = 3.12265 \text{ kmol}$$

Menghitung volume reaktor :

$$V \text{ terhitung} = Fv \cdot t$$

$$= 11.23769288 \text{ m}^3$$

$$V \text{ design} = V \text{ terhitung} \cdot 1,2$$

$$= 13.48523146 \text{ m}^3$$

4. Perancangan reaktor

$$\text{Volume terhitung} = 11.238\text{m}^3$$

Volume design = 13.485 m³ (overdesign sebesar 20%, berdasarkan timmerhaus hal.37)

a. Menentukan diameter dan tinggi reaktor

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

1,5 (Brownell & Young, table 3.3, P.43)

$$V_{reaktor} = V_{shell} + 2V_{head}$$

$$V_{shell} = \frac{\pi}{4} x D^2 x H$$

$$V_{head} = 0.0847 D^3$$

(Brownell & Young, Page 88)

$$V_{reaktor} = \left(\frac{\pi}{4} x D^2 x H \right) + (2 x 0.0847 x D^3)$$

$$V_{reaktor} = \left(\frac{\pi}{4} x \left(\frac{3}{2} x D^3 \right) \right) + (0.1694 x D^3)$$

$$V_{reaktor} = 13.485 \text{ m}^3$$

Maka, D = 2,254 m

H = 3.381 m

Menentukan Tinggi Liquid

$$\begin{aligned} \text{V ruang kosong} &= \text{V tangki desain} - \text{V liquid} \\ &= 13.48523146 - 11.23769288 \\ &= 2.247538576 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{V shell kosong} &= \text{V ruang kosong} - \text{V head} \\ &= 2.247538576 - 1.498 \\ &= 0.749179525 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H shell kosong} &= 4 \text{ V shell kosong} / (\pi * D^2) \\ &= 0.187667726 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H liquid} &= \text{H shell} - \text{H shell kosong} \\ &= 2.151604499 - 0.187667726 \end{aligned}$$

$$= 1.963936773 \text{ m}$$

Menentukan Tekanan Desain

Menentukan Tekanan Desain

Digunakan Baja Stainless Steel Type SA 285 grade C

(Brownell & Young)

Tekanan Operasi(pt) =	14.70	psi
Tekanan design (pd) =	17.64	psi
Allowable stress =	18750	psi
Efisiensi sambungan =	0.85	
Faktor korosi =	0.125	in
Jari-jari Reaktor =	1.03	m ³
Diameter Reaktor =	8.743	in

Menentukan Tebal Shell & Head

$$t_s = \frac{P \cdot d}{2(f \cdot E - 0.6 P)}$$

Bahan yang digunakan carbon steel SA 283 grade C

IDs	=	88.743 in
f	=	18750 psia
E	=	0.85
c	=	0.125 in
ts	=	0.1659 in
	=	0.004124 m

diambil tebal standar = 3/16 in = 0,1875

(Brownell,258)

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 \cdot t_s \\
 &= 89.074 \text{ in} \\
 &= 2.2625 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal Head :

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{0.885 \cdot p \cdot d}{2 S \cdot e - 0.1 \cdot p} + c \\
 &= 0,158 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal head 1/4 in (Brownell,258)

Perancangan Pengaduk

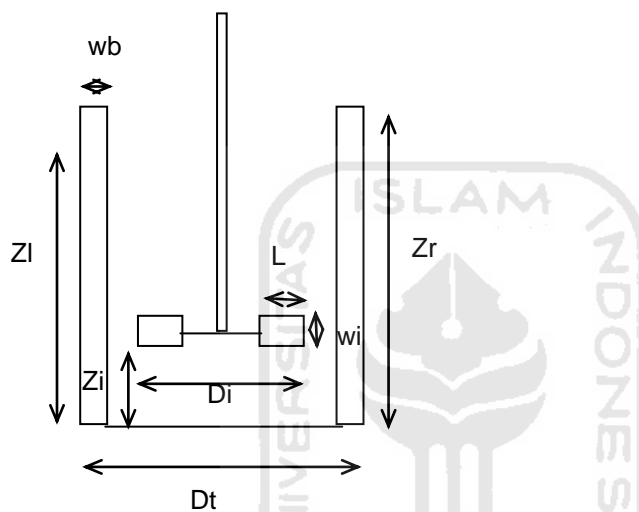
Dipilih jenis *marine with 3 blades*, karena turbine memiliki *range volume* yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi, sehingga dipilih :

- a) Pengaduk = type marine
- b) Jumlah sudu (blade) = 3
- c) Jumlah baffle = 4 (terpisah 90° satu sama lainnya)
- d) w_i / D_i = 0.1
- e) D_i / ID = 1/3
- f) z_i / D_i = 3/4
- g) lebar baffle = 1/10 ID
- h) lebar pengaduk = 1/4 D_i (tabel 8.2 & fig 8.15

Rase, 1977)

Jadi dengan

ID	=	80.78759434 in,	diperoleh	2.052004896 m
Di = ID/3	=	22.8000544 in	68.40016321	
wi = Di*0.25	=	2.28000544 in	(Mc Cabe, hal 254,1989)	
zi = 3Di/4	=	17.1000408 in		
Wb = ID/10	=	8.078759434 in		
L = Di/4	=	5.700013601 in		



Keterangan :

Keterangan :

Dt = diameter reaktor	=	88.743 in	= 2.254 m
Di = diameter pengaduk	=	29.581 in	= 0.751 m
Zr = tinggi reaktor	=	133.144 in	= 3.381 m
Zl = tinggi cairan dalam reaktor	=	77.320 in	= 1.964 m
Zi = jarak pengaduk dari dasar	=	18.784 in	= 0.477 m
wi = tinggi pengaduk	=	6.261 in	= 0.159 m
L = lebar pengaduk	=	6.261 in	= 0.159 m
wb = lebar baffle	=	8.874 in	= 0.225 m = 2.464 ft

Komponen	kg/jam	Xi	ρ , kg/ltr
C4H9OH	1.847,272	0,550602037	0,7397
H ₂ SO ₄	52,737	0,012566127	1,7393
CH ₃ COOH	1561,327	0,372028403	0,9606
H ₂ O	125,768	0,029967595	0,9558
CH ₃ COOC ₄ H ₉	146,20	0,034835837	0,7945
Total	4196,794	1	1,226767092

Menentukan Kecepatan Putaran dan Power Pengaduk

Untuk menentukan jumlah pengaduk yang digunakan, dipakai persamaan :

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{WELH}}{\text{ID}} \quad (\text{Rase, 1977})$$

dengan :

WELH = *water equivalent liquid height* = $ZI \cdot Sg$

ID = diameter dalam reaktor, in

Sg = *specific height*

$$Sg = \frac{\rho_{\text{campuran}}}{\rho_{\text{air}} @ 4^\circ C} = 1,28$$

$$\text{WELH} = ZI \cdot Sg$$

$$\text{WELH} = 251,67 \text{ in}$$

Sehingga jumlah pengaduk = 1,21 = 1 buah

Kecepatan dan Power Pengaduk

Operation	HP/1000 gal	Tip Speed (ft/sec)
Blending	0,2-0,5	
Homogenous reaction	0,5-1,5	7,5-10
Reaction with heat transfer	1,5-5,0	10-15,0
Liquid-liquid mixture	5	15-20
Liquid-gas mixture	5-10,0	15-20
Slurries	10	

(Berdasarkan Stanley M. Walas, hal 292)
 $V_{\text{desain}} = 13.48523146 \text{ m}^3 = 3.561449628 \text{ galon}$

Berdasarkan tabel, maka dipilih 1,5 HP/1000 galon

Power pengaduk = 5.344 HP

Kecepatan pengaduk = 117.57 ft/secon

Perhitungan Tebal Isolasi Reaktor

a. Bilangan Grasoff

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

b. Bilangan Prandtl

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

c. Bilangan Raleygh

$$Ra_f = Gr \cdot Pr$$

Bila diperoleh

$$Ra_f = 10^4 - 10^9 \rightarrow \text{maka } hc = 0.29$$

$$(\Delta T/L)^{0.25}$$

$$Ra_f = 10^9 - 10^{12} \rightarrow \text{maka } hc = 0.19$$

$$(\Delta T)^{1/3}$$

(Mc Adams, 1979 p. 173)

Diambil $l = L = \text{tinggi silinder} + \text{tinggi bottom} + \text{tinggi head}$

$$= Z_R + 2(b+sf)$$

$$4.486 \text{ m}$$

=

Dari fig. 11.42 (Perry, 1984)

untuk range suhu 0-300 F dpt dipakai isolator Polyisocyanurate dg $K = 0,023$
 $\text{kcal/m.j.C} = 0,0268 \text{ W/m.C}$

Profil suhu di sekitar reaktor :

Ts	=	45	C =	113	F (diinginkan)
Tu	=	30	C =	86	F
Tf	=	37,5	C =	99,5	F = 310,5 K
Del T	=	27	F		
$\beta = 1/T_f$	=	0,003220612	/K		

Sifat fisis udara pada 90.5 F :

Pf	=	1,154306	kg/m ³
μ_f	=	0,000024127	kg/m.s
Cp f	=	1,001756	kJ/kg/C
K f	=	0,05434957	W/m.C

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

$$\text{---> } Gr = 1,3377E+10 \quad ID/L = 13,38670284$$

karena $ID/L > 35/Gr^{1/4}$, maka asumsi $l=L$ dapat dipakai
(silinder diperlakukan sbg vertikal flat plate)

Pr	=	0,000444702
Raf	=	5,9487E+06
hc	=	0,57 W/m ² .C

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan, karena suhu dinding isolasi cukup rendah = 45oC

Misalkan tebal isolasi = Xis

Perpindahan panas scr konveksi :

$$q_c = hc \cdot \pi \cdot (OD + 2 \cdot X_{is}) \cdot L \cdot \Delta T$$

=	117,6128106	Watt	18,07989047
	494,5901217		487,1431634

Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dengan isolasi :

$$q_k = \frac{(T1 - ts)}{\left(\frac{1}{2\pi kL} \ln \frac{OD}{ID} \right) + \left(\frac{1}{2\pi k_{is} L} \ln \left(\frac{OD + 2Xis}{OD} \right) \right)}$$

Perpindahan panas konduksi = perpindahan panas konveksi, sehingga dari dua persamaan diatas dapat dihitung nilai Xis

Xis dihitung dengan

trial			T1-ts	25
diperoleh ---> Xis =	0,24143377	cm	$1/2\pi kL$	0,000702079
			$\ln(OD/ID)$	0,004053905
Panas hilang ke lingkungan :			$1/2\pi k_s L$	1,177354864
$q_c = q_k = 99,53292016$	Watt	99,53292016	$\ln(OD+2x_{is}/OD)$	0,213334434

Menghitung Persentase Panas yang hilang sesudah dan sebelum isolasi

Reaktor sebelum diisolasi :

$$\text{Suhu dinding, } t_w = 70 \text{ } ^\circ\text{C} = 158 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu lingkungan, } T_u = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu film, } T_f = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 323 \text{ } \text{K}$$

$$\Delta T = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 72 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$B = 1/T_f = 0,02 \text{ } /\text{C} = 0,003095975 \text{ } /\text{K}$$

$$l = L = 13,6865023 \text{ } \text{m}$$

Sifat fisis udara pada

$$\text{suhu } 334,5 \text{ } \text{K} : \rho_f = 1,092303 \text{ } \text{kg}/\text{m}^3$$

$$\mu_f = 1,9639\text{E-}05 \text{ } \text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$$

$$Cp f = 1,002518 \quad \text{kJ/kg/C}$$

$$K f = 0,05434957 \quad \text{W/m.C}$$

Dengan menggunakan persamaan diatas :

$$\text{Grf} = 2.18898\text{E}+11$$

$$\text{Prf} = 0.000362256$$

$$\text{Raf} = 7.9297\text{E}+07$$

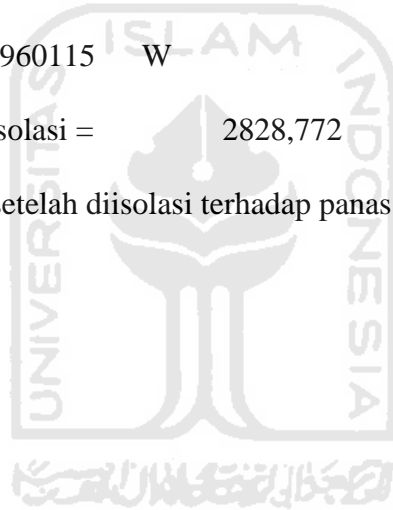
maka $hc = 0.64979086 \quad \text{W/m}^2.\text{oC}$

$$Qc = hc.\pi.\text{ODL}.\text{DelT}$$

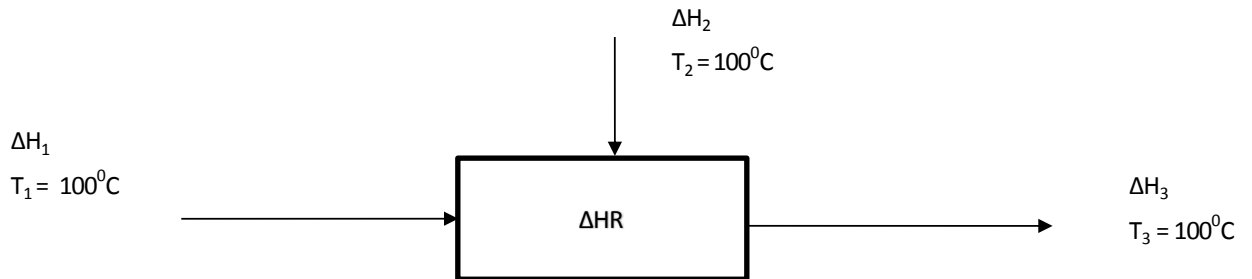
$$= 829,2960115 \quad \text{W}$$

Panas hilang sebelum diisolasi = 2828,772 BTU/j

Persentase panas hilang setelah diisolasi terhadap panas hilang sebelum diisolasi :
12.637 %



Neraca Panas Total di Reaktor



Menghitung ΔH_1 Berasal dari umpan masuk reaktor :

Arus 3

Komponen	Massa kg/jam	ΔT	kmol	Cp (Kj/kmol)	ΔH (Kj/jam)
C4H9OH	1847.272289	75	24.96313905	12,484.85	311,661.11
CH ₃ COOH	1561.326752	75	26.02211253	10,063.28	261867.8085
H ₂ O	124.6915645	75	6.927309139	5,643.79	39096.28023
TOTAL					612625.1973

Menghitung ΔH_2 Berasal dari umpan masuk reaktor :

Arus 4

Komponen	Massa kg/jam	ΔT	kmol	Cp (Kj/kmol)	ΔH (Kj/jam)
H ₂ SO ₄	52.73745413	75	0.538137287	10,868.63	5848.815454
H ₂ O	1.076274574	75	0.059793032	5,643.79	337.4593344
TOTAL					6186.274788

Menghitung ΔH_3 Berasal dari umpan masuk reaktor :

Arus 10

Komponen	Massa kg/jam	ΔT	kmol	Cp (Kj/kmol)	ΔH (Kj/jam)
C4H9OH	463.4913029	84	6.263395986	14059.64	88061.09
CH ₃ COOC4H9	146.19885	84	1.260334914	11328.32	14277.47618
TOTAL					102338.5627

Menghitung ΔH_4 keluar reaktor :

Arus 5

Komponen	Massa kg/jam	ΔT	kmol	Cp (Kj/kmol)	ΔH (Kj/jam)
C4H9OH	500.665445	75	6.765749257	14,059.64	95,123.99
CH ₃ COOH	93.6796051	75	1.561326752	10,063.28	15,712.07
H ₂ O	566.061983	75	31.44788795	5,643.79	177,485.29
H ₂ SO ₄	52.73745413	75	0.538137287	10,868.63	5,848.82
CH ₃ COOC4H9	2983.65	75	25.72112069	11,328.32	291,377.06
TOTAL					585547.2264

Menghitung ΔH_R

$$\Delta H_{R\ O} \text{ (Panas reaksi pada suhu 25 = Delta HF produk - Delta hf reaktan)} = -7.61$$

komponen	ΔH_f (kj/mol)	$\Delta H_{f\ \text{Reaktan}}$ kcal/mol	$\Delta H_{f\ \text{produk}}$ (kcal/Kmol)
C4H9OH	-279.29	-66.72	
CH ₃ COOH	-422.60	-100.96	
H ₂ O	-241.80		-57.77
CH ₃ COOC4H9	-491.92		-117.52
Total		-167.68	-175.29

$$\text{Panas reaksi pada suhu } 100\ \text{C} = D_{Hr0} + \int_{298}^T d\ c_p\ dT$$

$$C = 5.95\ \text{Kcal/Kmol} = 24.91\ \text{KJ/Kmol}$$

$$= 609,387.69\ \text{KJ/jam}$$

Overall heat balance :

$$Q = 609387.69 + 585,547.23 - 721150.0348$$

$$Q = 473784.88$$



Neraca Panas Total di reaktor

Komponen	Panas Masuk (kj/jam)			Panas Keluar (kj/jam)
	ΔH_1	ΔH_2	ΔH_3	
C ₄ H ₉ OH	311661.1085	-	88061.09	95,123.99
CH ₃ COOH	261867.8085	-	-	15,712.07
H ₂ O	39096.28023	337.4593344	-	177,485.29
H ₂ SO ₄	-	5848.815454	-	5,848.82
CH ₃ COOC ₄ H ₉	-	-	14277.47618	291,377.06
Reaksi	-	-	-	609387.69
Pendingin	-	-	-	473,784.88
Total	612625.1973	6186.274788	102338.5627	721,150.03
	721150.0348			

5. Perancangan Jaket Pendingin

Digunakan media pendingin berupa air

REAKTOR

suhu air masuk = 30 °C = 86 °F = 303 K
 suhu air keluar = 50 °C = 122 °F = 323 K
 $\Delta T = 20 \text{ °C} = 68 \text{ °F} = 293 \text{ K}$
 T rata-rata = 40 °C = 104 °F = 313 K

sifat fisis air pada 313K :

$C_p = 0,018 \text{ kcal/kmol.K}$

$\rho = 992,215 \text{ kg/m}^3$

jumlah air pendingin yang dibutuhkan

$$Wt = \frac{Q}{Cp \cdot \Delta T}$$

$$Q = \text{beban panas} = 473,784.88 \text{ kJ/jam} = 113,518.86 \text{ kcal/jam}$$

$$Wt = 21,545.75 \text{ kmol/jam}$$

$$= 388,168.15 \text{ kg/jam} = 855,764.2381 \text{ lb/jam}$$

$$= 107.82 \text{ kg/detik} = 107.82 \text{ kg/detik}$$

kecepatan volumetrik air :

$$Q_v = \frac{Wt}{\rho_{air}}$$

$$Q_v = 0.10867048714 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$108.6704871 \text{ liter/detik}$$

luas perpindahan panas

$$(T_1) \text{ suhu masuk reaktor} = 100 \text{ }^\circ\text{C} = 212 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$(T_2) \text{ suhu keluar reaktor} = 100 \text{ }^\circ\text{C} = 212 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$(t_1) \text{ suhu pendingin masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$(t_2) \text{ suhu pendingin keluar} = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 106.993 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

untuk sistem heavy organic-water kisaran UD = 50-75 (Kern, 1950, Tabel 8 page 840)

dipilih UD = 50 btu/jam.ft².°F

Q = 473784.88 kcal/jam

1878872.983 btu/jam

A = 351.22 ft²

32.62902352 m²

A total =

D = 0.81932578 m

H = 3.38109278 m

Menghitung ukuran jaket pendingin

Jarak antara dinding luar tangki dan dinding bagian dalam jaket (jw) diambil = 0.8193258 m

ID=diameter dalam jaket = OD tangki + 2.jw = 32.256856 in

ID = 153.58815 in = 81.932578 m

Menghitung tebal dinding jaket

Pdesign = Poperasi * 120%

= 17.64 psig

Bahan Stainless Steel SA 283 grade C

f = 12650 psi

C = 0.125 in

r = 76.7940732 in

P = 17.64 psi

E = 0.85

$$t_{min} = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6P} + C = 0.25110855 \text{ in}$$

t shell standar = 1 in = 0.0254 m = 2.54 cm

OD = ID + 2t

OD = 155.5881464 in

dari tabel 5,7 (Brownell,1959), untuk OD standar maka diambil OD terdekat yaitu:

OD = 228 in = 5.7912 m

standarisasi dari table 5.7 Brownell & Young, hal. 91, didapat :

OD = 228 in icr = 15.000 in

rc = 180 in

ID = OD - 2t

= 226 in = 5.7404 m

A-22 = 18.833333 ft

Menentukan Tebal head & bottom

konstruksi head: Stainless steel SA 283 grade C

bentuk head: elliptical dished heads (elipsoidal)

tebal head dihitung dengan persamaan:

$$t_h = \frac{P.D}{2.f.E - 0,2.P} + C$$

dimana: P = 17.64 psi

D = 228 in

f = 12650 psi

E = 0.85

C = 0.125 in

th = 0.31205324 in

t bottom standar = 1 in

Standarisasi dari table 5.7 Brownell & Young, hal.91, didapat

OD = 228 in

icr = 15,000 in

r = 180 in

a = 0,5 x OD jaket (Brownell p.87)

= 114 in = 2,8956 m

= 9,5 ft

$$\begin{aligned}
AB &= a - icr \\
&= 99.000 \text{ in} = 2.5146 \text{ m} \\
&= 8.25 \text{ ft} \\
BC &= r - icr \\
&= 165.000 \text{ in} = 4.191 \text{ m} \\
&= 13.75 \text{ ft} \\
AC &= ((BC)^2 - (AB)^2)^{0.5} \\
&= 132 \text{ in} = 3.3528 \text{ m} \\
b &= r - AC \\
&= 48 \text{ in} = 1.2192 \text{ m} \\
sf &= 2.25 \text{ in} = 0.05715 \text{ m} \\
OA &= tH + b + sf \\
&= 50.56205324 \text{ in} = 1.2842762 \text{ m} \\
&\text{Jadi, tinggi bottom total} = 1.2842762 \text{ m}
\end{aligned}$$

Volume sebuah ellipsoidal head :

$$\begin{aligned}
V_h &= 0.000076 (ID)^3, \text{ (Pers. 5.14 Brownell \& Young)} \\
\text{Tinggi jaket} &= 3.381092783 \text{ m} \\
V_h &= 877.281376 \text{ ft}^3 = 24.84184214 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

Vol. sbh head = Vol. head tanpa sf + Vol. pada sf

$$\begin{aligned}
V_{\text{head}} &= V_h + \frac{1}{4} \pi (ID)^2 (sf) \\
V_{\text{head}} &= 4.859418742 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

Bahan untuk head sama dengan bahan dinding reaktor.

Menentukan Luas Permukaan Transfer Panas Jacket

Luas permukaan tangki untuk tebal head < 1 in :

$$De = OD + \frac{OD}{24} + 2 \cdot sf + \frac{2}{3} icr \quad (\text{persamaan 5-12 Brownell \& Young, 1959})$$

$$H = 1.5 \cdot D$$

dengan : De = diameter ekivalen (in) H =

$$De = \frac{339 \text{ in}}{252} = 20.9999916 \text{ ft}$$

$$A_{\text{total}} = A_{\text{shell}} + 2 \cdot A_{\text{tiap head}}$$

$$A_{\text{total}} = (p \cdot D \cdot H) + 2 \cdot (p/4 \cdot De^2)$$

$$A_{\text{total}} = \frac{340269.24 \text{ in}^2}{144} = 2362.980833 \text{ m}^2$$

Perhitungan koefisien perpindahan panas antara reaktor dan jacket

Dari persamaan (20.1) Kern, Page: 718

$$\frac{h_i \cdot D_i}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

dengan $\mu = \mu_w$, sehingga $\frac{\mu}{\mu_w} = 1$

Dimana

Di =	Diameter reaktor (ID shell),ft	=	8.94 ft
hi =	koefisien perpindahan panas, Btu/jam ft ² F	=	22.84 Btu/jam ft ² F
ρ =	densitas campuran, lb/ft ³	=	56.67 lb/ft ³
Cp =	kapasitas panas larutan, Btu/lb F	=	0.47 Btu/lb.°F
L =	Diameter pengaduk, ft	=	0.74 ft
N =	Kecepatan rotasi pengaduk, rph	=	8791.89 rph
k =	Konduktivitas panas larutan, Btu/jam ft ² (F/ft)	=	0.21 Btu/j.ft ² (°F/ft)
μ =	Viskositas larutan, lb/ft jam	=	8.65 lb/ft.hr

Menghitung Hio

$$hi_0 = hi \frac{ID}{OD}$$

Persamaan 6.5 kern, page : 105

ID = D1 = diameter dalam reaktor (ID shell)	8,94	ft
OD = D2 = diameter dalam jaket pemanas	18,83	ft

$$H_{io} = 10.84 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

Menghitung h_o

$$\rho \text{ air} = 992,2150 \text{ kg/m}^3 = 61,9421 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ air} = 0,1826 \text{ cP} = 0,4418 \text{ lb/ft.J}$$

$$k \text{ air} = 4,7467 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$c_p \text{ air} = 0,00103 \text{ btu/lb.F}$$

$$G_t = W / A = 362.15 \text{ lb/ft}^2.\text{j}$$

$$v = G_t / \rho = 5.85 \text{ ft/jam} = 0,0005 \text{ m/s} = 0,0016 \text{ ft/s}$$

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan

$$Re_t = \frac{ID.G_t}{\mu} = 15439.85$$

Untuk suhu 40°C (104°F), $Re_t = 15439.85$

Dengan nilai $Re_t = 15439.85$

Dari fig.24 Kern, diperoleh :

Nilai $j_H = 1$

$$h_o = j_H \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$h_o = 0,01 \text{ Btu/ft}^2.\text{j.}^\circ\text{F}$$

Menghitung clean overall coefficient (U_c) dan designed overall coefficient (U_d)

$$U_c = \frac{h_i h_o}{h_i + h_o}$$

Persamaan 6.38 Kern, page 121

$$U_c = 0,01 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

Dari tabel 12 hal 845; Kern : Fouling factor R_d

0,002

$$R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_C}$$

Persamaan 6.12 Kern, page 108

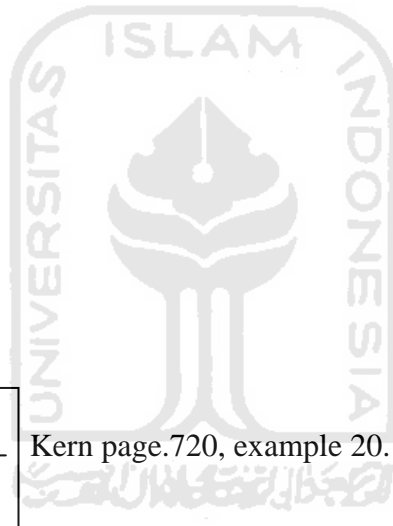
$$h_d = \frac{1}{R_d}$$

$1/U_d =$

$R_d + (1/U_c)$

129.7859165

0,007705 Btu/jam ft² F



$$U_D = \frac{U_C \cdot h_d}{U_C + h_d}$$

Kern page.720, example 20.1

$$U_d = 0,0077 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

$$R_d = 0,002$$





Lampiran

Menara Destilasi I & II

3. Kondisi Operasi Distilat (dew point)

P = 1,2000 atm 912,0000 mmHg
 T = 383,8943 K 110,8943 C

komponen	kg/jam	kgmol/jam	yi	Pio	Ki=pio/p	xi=yi/Ki	α
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	58,4795	0,5041	0,0385	477,7810	0,5239	0,0735	0,4341
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	172,0000	2,3243	0,1775	584,27	0,64	0,2771	0,5308
air (H ₂ O)	184,7749	10,2653	0,7840	1100,7298	1,2069	0,6496	1,0000
total	415,2544	13,0937	1,0000			1,0001	

4. Kondisi Operasi Bottom (bubble point)

P = 1,0000 atm 760,0000 mmHg
 T = 388,8235 K 126,5000 C

komponen	kg/jam	kgmol/jam	xi	Pio	Ki=pio/p	yi=xi.Ki	α
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	2865,4975	24,7026	0,8822	699,8681	0,9209	0,8124	1,0000
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	228,5324	3,0883	0,1103	1294,7837	1,7037	0,1879	1,8500
air (H ₂ O)	3,7709	0,2095	0,0075	1,0000	0,0013	0,0000	0,0014
total	3097,8007	28,000				1,000	

5. Menentukan Komponen LK-HK

dipakai persamaan Shiras et. al (Treybal pers. 9.164)

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

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

x_j D = mol komponen j pada hasil atas

z_j F = mol komponen j dalam umpan

x_{lk} D = mol komponen kunci ringan pada hasil atas

z_{lk} F = mol komponen kunci ringan dalam umpan

x_{hk} D = mol komponen kunci berat pada hasil atas

z_{hk} F = mol komponen kunci berat dalam umpan

α , lk = volatilitas komponen j, komponen kunci ringan = K_i / K_{hk}

K = konstanta keseimbangan

p^o = tek uap murni

Komponen	fi, kmol/jam	di, kmol/jam	a top	a bottom	a avg	F1	F2	DK	Keterangan
air	10,4748	10,2653	1,0000	0,0014	0,0378	0,0000	0,020756	0,0208	0.01<DK<0.99, terdistrib
CH3COOC4H9	25,2067	0,5041	0,4341	1,0000	0,6588	0,6457	0,058538	0,7042	0.01<DK<0.99, terdistrib

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

$$N_{min} = 2,3764$$

7. Menghitung Rmin (dengan pers. Underwood)

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q, \text{ Coulson hal. 421}$$

Trial nilai θ sehingga persamaan diatas memenuhi.

Komponen	$x_{i,f}$	α_i	$\theta =$
N BUTIL ASETAT (CH3COOC4H9)	0,6134	1,0000	-3,1821
Butanol (C4H10O)	0,1317	1,2546	2,6737
air (H2O)	0,2549	2,3220	0,5241
		$\Sigma =$	0,0157

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

Komponen	$x_{i,d}$	α_i	$\alpha_i \cdot x_{i,d} / (\alpha_i - \theta)$
N BUTIL ASETAT (CH3COOC4H9)	0,0385	0,4341	0,0220
Butanol (C4H10O)	0,1775	0,5308	0,1423
air (H2O)	0,7840	1,0000	1,5671
		$\Sigma =$	1,7315

$$R_m + 1 = 1,7315$$

$$R_m = 0,7315$$

$$R/R_m = 1.2 - 1.5 \text{ diambil } R_m = 1.5$$

$$R = 0,8778$$

8. Jumlah Plate Teoritis, N

$$X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1}, \quad = \quad 0,0779$$

$$Y = \frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X} \right) \left(\frac{X - 1}{X^{0,5}} \right) \right], \quad = \quad 0,5767$$

$$N = \frac{N_{\min} + Y}{1 - Y} = 6,9758 \text{ termasuk di reboiler (1 stage)}$$

9. Jumlah Plate Actual, Nact

T = 386,3589 K

komponen	A	B	C	D	Vis (cp)
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	-8,3884	1,31E+03	1,77E-02	-1,61E-05	0,2589
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	-5,397	1,33E+03	6,22E-03	-5,51E-06	0,4132
air (H ₂ O)	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,2445

$\alpha a = 1,3602$

$\mu a = 0,8591$

$\mu a \cdot \alpha a = 1,1685$

$$E_o = 51 - 32,5 \cdot \log(\mu a \cdot \alpha a) = 48,8026 \%$$

$$= 0,4880$$

$N_{act} = N/E_o = 14,2939 \quad 15 \text{ stage}$

10. Menentukan Feed Location

Menggunakan persamaan Kirkbride : (Coulson, p.526)

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

$$N_r/N_s = 0,1964$$

Jumlah stage termasuk reboiler (N_r+N_s) =

15,0000 termasuk stage pada boiler

$$N_s = 5,7773$$

$$N_r = 1,1345$$

$$\text{Feed tray} = 5,7773 \text{ dari bawah}$$

Plate Design

Perhitungan sifat fisis

a. Densitas pada suhu distilat :

383,8943 K

Fase cair (data dari Yaws)

komponen	F, kmol/jam	x	kg/m ³
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	0,5041	0,0385	343,5951
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	2,3243	0,1775	298,1633
air (H ₂ O)	10,2653	0,7840	403,4585
	13,0937	1,0000	

$$\rho_{L_mix} = 382,4623 \text{ kg/m}^3$$

Fase gas P = 1,2000 atm R = 82,0600 cm³.atm/gmol K

komponen	kmol/jam	y	kg/m ³
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	0,5041	0,0385	2,5951
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	2,3243	0,1775	2,7197
air (H ₂ O)	10,2653	0,7840	4,8172
	13,0937	1,0000	

$$\rho V_{\text{mix}} = 4,3593 \text{ kg/cm}^3$$

b. Densitas pada suhu bottom :

388,8235 K

Fase cair

komponen	F, kmol/jam	x	kg/m ³
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	24,7026	0,8822	342,3820
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	3,0883	0,1103	297,3168
air (H ₂ O)	0,2095	0,0075	402,3234

28,0003

$$\rho L_{\text{mix}} = 337,8601 \text{ kg/m}^3$$

Fase gas P = 1,2000 atm R = 82,0600 cm³.atm/gmol K

komponen	kmol/jam	y	kg/m ³
benzene	24,7026	0,8822	4,7090
toluen	3,0883	0,1103	5,5548
cumene	0,2095	0,0075	5,5548

$$\rho V_{\text{mix}} = 4,8086 \text{ kg/m}^3$$

1. Flow Rate

D	=	415,2544 kg/j
$V = (R+1)*D$	=	779,7523 kg/j
$L_o = R*D$	=	364,4979 kg/j
B	=	3097,8007 kg/j
$L_m - V_m = B$	=	3097,8007 kg/j
$L_m = F*q + R*D$	=	3877,5530 kg/j
$V_m = L_m - B$	=	779,7523 kg/j
L_m/V_m	=	4,9728

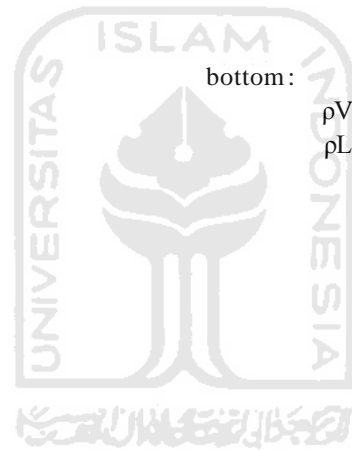
2. Psycal Properties

distilat :

$\rho_V =$	4,3593 kg/m ³
$\rho_L =$	382,4623 kg/m ³

bottom :

$\rho_V =$	4,8086 kg/m ³
$\rho_L =$	337,8601 kg/m ³



3. column diameter

Liquid-vapor flow factor (Coulson, p. 568)

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

F_{LV} distilat = 0,0499

F_{LV} bottom = 0,5933

plate spacing = 0,6000 m

antara 0.3-0.6 (RK sinnot, P.448)

nilai K1 dari Fig 11.27

K1, distilat = 0,1100 (garis merah)

K1, bottom = 0,0800 (garis hijau)

Flooding vapor velocity (Coulson, p. 568)

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

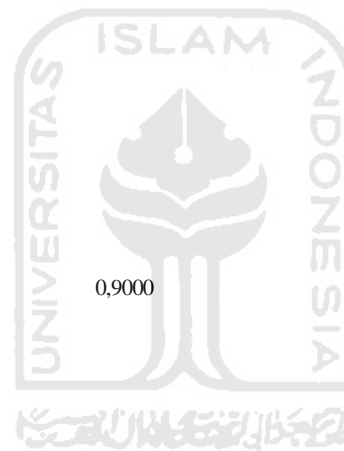
$u_{f top}$ = 1,0244 m/s

$u_{f bottom}$ = 0,6658 m/s

Design percent flooding at maximum flow rate =

$u_v top$ = 0,9220 m/s

$u_v bottom$ = 0,5992 m/s



0,9000

Maximum volumetric flow-rate
 distilat 0,0497
 bottom 0,0450

Net area required
 distilat 0,0539
 bottom 0,0752

As first trial take percent downcomer area = 0,3000

Column cross-sectioned area
 top = 0,0770 m²
 bottom = 0,1074 m²

Column diameter
 top = 0,3132 m
 bottom = 0,3699 m

4. Liquid Flow Pattern

Maximum volumetric liquid rate = 0,0032 m³/s

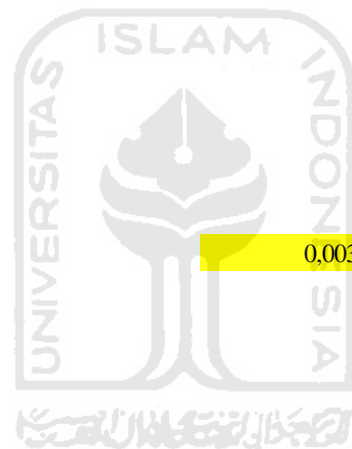
Dari Fig. 11.28 (Coulson, p.460) maka alirannya adalah reverse flow..

5. Provisional plate design

column diameter D_c = 0,3699 m
 column area A_c = 0,1074 m²
 downcomer area A_d = 0,0129 m²
 net area A_n = A_c - A_d = 0,0945 m²
 active area A_a = A_c - 2A_d = 0,0816 m²
 hole area A_h,ambil 6.5 % dari A_a sebagai first trial = 0,0053 m²
 Weir length (Fig. 11.31 Coulson p. 464) untuk (A_d/A_c) x100 = 12,0000 %

$l_w/D_c = 0,7621$
 $l_w = 0,2819 \text{ m}$

Ambil weir height = 50,0000 mm
 hole diameter = 5,0000 mm
 plate thickness = 5,0000 mm



I

maximum liquid rate

1,0771 kg/s

Pada percent turn down =

0,9000 , min. liquid rate =

0,9694 kg/s

Dengan Francis weir formula dapat dihitung weir liquid crest (Coulson, p.572) :

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

max h_{ow} =

37,7894 mm liquid

min h_{ow} =

35,2261 mm liquid

Pada minimum rate $h_w + h_{ow}$ =

85,2261 mm

Fig. 11.30 (Coulson, p.462) :

$K_2 = 30,6000$

Minimum design vapor velocity

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,9(25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}} = 5,5818 \text{ m/s}$$

Actual minimum vapor velocity =

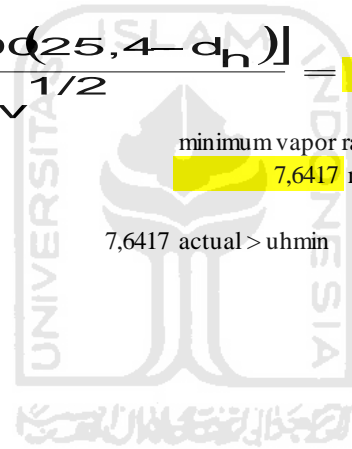
minimum vapor rate/Ah

= 7,6417 m/s

Memenuhi syarat, karena diatas weep point.

7,6417 actual > u_{hmin}

5,5818



7. Plate Pressure Drop

2,0600

Dry plate drop

Maximum vapor velocity through holes

$$u_h = 8,4908 \text{ m/s}$$

Fig. 11.34 (Coulson, p. 467) untuk plate thickness/hole diameter = 1 dan $A_h/A_p \approx A_h/A_a = 0,1$, maka :

0,0650

$$C_o = 0,8100$$

Pressure drop through dry plate

$$h_d = 51 \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 79,7594 \text{ mm liquid}$$

Residual head

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} = 36,9976 \text{ mm liquid}$$

Total pressure drop

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r = 204,5463 \text{ mm liquid}$$

Pressure drop per plate =

$$204,5463 \text{ mm liquid}$$

Column pressure drop =

$$677,9497 \text{ Pa} =$$

0,6779 K.Pa

8. Downcomer Liquid Back-up

Downcomer pressure loss

Ambil $h_{ap} = h_w - 10 =$

$$40,0000 \text{ mm}$$

Area under apron, $A_{ap} = h_{ap} \cdot l_w =$

$$0,0113 \text{ m}^2$$

$$A_d =$$

$$0,0129 \text{ m}^2$$

Karena $A_{ap} < A_d$ maka A_{ap} digunakan dalam persamaan :

$$h_{dc} = 166 \left(\frac{L_{wd}}{\rho_L A_m} \right)^2 = 13,2713 \text{ mm}$$

Back-up in downcomer

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} = 305,6069 \text{ mm} = 0,3056 \text{ m}$$

$$0,3056 \text{ m} < \frac{1}{2} \text{ (plate spacing + weir height) } =$$

$$0,3250 \text{ m}$$

maka tray spacing dapat diterima

Cek residence time

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{wd}} = 1,2353 \text{ s} > 3 \text{ s, satisfactory}$$

9. Check Entrainment

Actual percentage flooding for design area

$$u_v = 0,4766 \text{ m/s}$$

$$\text{percent flooding} = 71,5909 \%, F_{LV} = 0,5933$$

$$\text{Fig. 11.29 (Coulson, p.461)} : \psi = 0,0075 \text{ (garis merah)}$$

well below 0,1 satisfactory

10. Trial layout

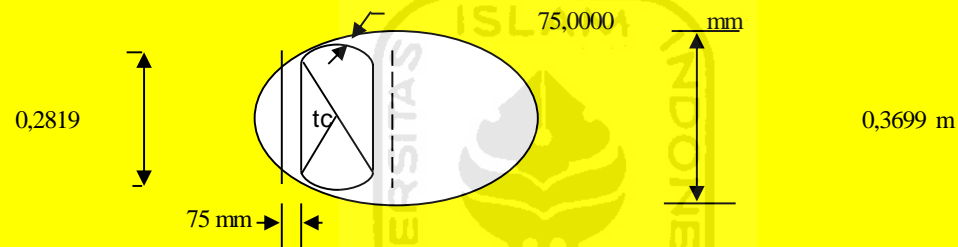
Menggunakan Cartridge-type Construction.

50,0000 mm Unperforated Strip Round Plate Edge : (50-75 mm)

Wide Calming Zone

75,0000 mm

Perforated area



11. Perforated Area

Dari Fig. 11.32, pada $l_w/D_c = 0,7621$, diperoleh $\theta_c = 98,2000^\circ$

Angle subtended at plate by unperforated strip = $81,8000^\circ$

Mean length, unperforated edge strips = $0,4208 \text{ m}$

Area of unperforated edge strips = $0,0210 \text{ m}^2$

Area of calming zones = $0,0182 \text{ m}^2$

Total area available for perforations $A_p = 0,0424 \text{ m}^2$

$A_h/A_p = 0,1251$

Fig. 11.33 (Coulson, p. 466) : $l_p/d_h = 3,0000$, satisfactory, antara 2.5 - 4

12. Number of Holes

Area of one hole = 0,000020 m²
 Number of holes = 270,3182

13. Plate specification

Plate no.	1,0000	Turn down	0,9000 max rate
Plate ID	0,3699 m	Plate material	stainless steel
Hole size	5,0000 mm	Downcomer material	stainless steel
Hole pitch	15,0000 mm Δ	Plate spacing	0,6000 m
Total no. holes	270,3182	Plate thickness	5,0000 mm
Active holes	270,3182	Plate pressure drop	204,5463 mm liquid
Blanking area	0,1021		

MECHANICAL DESIGN

1. Spesifikasi Menara

plate spacing antara 0,3-0,6 m (Coulson and Richardson, p. 448)
 diambil jarak plate spacing 0,6000 m (Coulson and Richardson, p. 448)
 tinggi kolom 9,0000 m

Ruang kosong diatas plate teratas = 10% dari tinggi kolom 0,9000 m
 Ruang kosong dibawah plate terbawah = 10% dari tinggi kolom 0,9000 m

Tinggi Shell Menara Distilasi = 10,8000 m

Diameter = 0,3699 m = 14,5616 in

2. Penentuan Kondisi Design, berdasarkan Brownell

a. Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C
 f (Allowable stress) = 12650,0000 psi brownell p.251 t.13.1

b. Suhu design
 T operasi = 386,3589 °K

c. Tekanan design
 P operasi = 1,0000 atm 14,6960 psi
 Pdesign = 1,2 * P operasi = 17,6351 psi
 Diambil nilai C (Faktor korosi) = 0,1250 in, dan E (Effisie 0,8000 brownell p.254 t.13.2



3. Tebal Shell

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

$$t_s = \frac{P \cdot D}{2 \cdot fE - 0,6 \cdot P} + C =$$

0,1377 in = 3,4976 mm

dipilih tebal standar =

0,2500 in = 6,3500 mm

brownell p.350

Diameter luar shell

ODs = ID_s + 2 (tebal shell) = 15,0616 in

dari tabel 5.7, P.89, 91 Brownell,1959. dipilih OD standar =

24,0000 in

sehingga diameter dalam shell = OD standar - 2 (tebal shell)

23,5000 in



4. Tebal Head

Jenis : torispherical dished head

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

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

Diambil :

f = 12650,0000 psi, dari tabel 5.7 Brownell

C = 0,1250 in

E = 0,8000

Tebal head = 0,1620 in =

4,1153 mm

Sehingga dipilih tebal head standart 3/8 in =

0,3750 in

sf = 1 1/2-3

ier = 1 7/8

diambil

2,0000 brownell p.88 t.5.6

1,1250 brownell p.90 t.5.7

5. tinggi Head (hH)

dari tabel 5.7 Brownell hal.90

Ods =	24,0000 in	
tH =	0,3750 in	
IDs =	23,5000 in	
didapat :	icr =	1,1250 in
	r =	24,0000 in
a =	IDs/2 =	11,7500 in
AB =	a - icr =	10,6250 in
BC =	r - icr =	22,8750 in
AC =	$(BC^2 - AB^2)^{1/2} =$	20,2577 in
b =	r - AC =	3,7423 in

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan th 3/8 in didapat sf = 1.5 - 3 in perancangan digunakan sf =

$$\begin{aligned}
 hH &= tH + b + sf \\
 &= 6,1173 \text{ in} \\
 &= 0,5098 \text{ ft} \\
 &= 0,1554 \text{ m}
 \end{aligned}$$

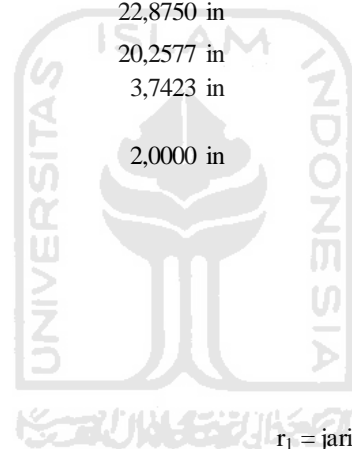
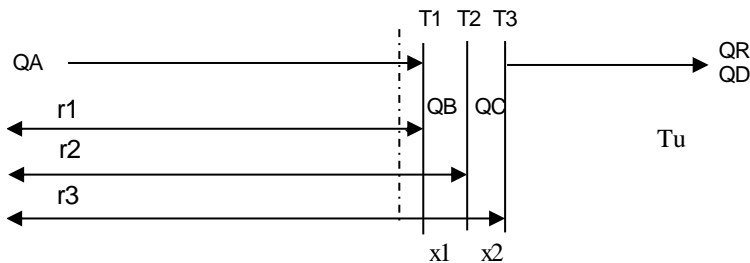
6. Tinggi Total Menara Distilasi

$$\begin{aligned}
 hMD &= \text{Tinggi MD} + 2 * \text{tinggi head} \\
 &= 11,1108 \text{ m}
 \end{aligned}$$

7. Tebal Isolator

Asumsi :

1. keadaan steady state
2. suhu udara luar = 30°C
3. suhu dinding luar isolator = 50°



r_1 = jari-jari dalam shell

r_2 = jari-jari luar shell

r_3 = jari-jari luar setelah diisolasi

x_1 = tebal dinding shell

x_2 = tebal isolator

T_1 = suhu dinding dalam shell

T_2 = suhu dinding luar shell

T_3 = suhu isolator luar

T_4 = suhu udara luar

q_1 = konveksi bahan ke dinding dalam shell

q_2 = konduksi dalam shell ke luar shell

q_3 = konduksi luar shell ke permukaan luar isolator

q_4 = konveksi dan radiasi permukaan luar isolator ke udara

kern.p.795 t.2	interpolasi	nilai kis	interpolasi	nilai ks	
		32,0000	0,0870	212,0000	26,0000
		121,7300 x		517,4780 x	
		212,0000	0,1110	1112,0000	21,0000
		x =	0,0990	x =	24,3029
	interpolasi	nilai v	interpolasi	nilai k	
		300,0000	0,0000	300,0000	0,0262
		315,5000 x		315,5000 x	
		350,0000	0,0000	350,0000	0,0300
		x =	0,0000	x =	0,0274
	interpolasi	nilai Pr	interpolasi	nilai μ	
		300,0000	0,7080	300,0000	0,0000
		315,5000 x		315,5000 x	
		350,0000	0,6970	350,0000	0,0000208
		x =	0,7046	x =	0,0000192

sifat-sifat fisis bahan

* bahan isolasi asbestos, dengan sifat-sifat fisis (kern):
 kis = 0,1713 W/m.C isolator
 e = 0,9600
 * carbon steel ks 42,0610 W/m.C yg diisolasi

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

Tf 315,5000 K
 v 0,0000 m²/s
 k 0,0274 W/m.C
 Pr 0,7046
 β 0,0032 K⁻¹
 μ 0,0000 kg/m.s
 g 9,8000 m/s²

keadaan steady state $Q_A=Q_B=Q_C=(Q_D+Q_R)$

$$r_3 = r_2 + x$$

r1	11,7500 in	B-18	0,2985 m
r2	12,0000 in		0,3048 m
L =	10,8000 m		10,8000 m

konduksi

$$QB = (2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L) \cdot (T1 - T2) = \frac{135500,4886 \times (T1 - T2)}{\ln(r2/r1)} \dots\dots a$$

$$QC = \frac{(2 \cdot \pi \cdot k_{is} \cdot L) \cdot (T2 - T3)}{\ln(r3/r2)} = \frac{11,6167 \times (T2 - T3)}{\ln(0.8382+x/0.8382)} \dots\dots\dots b$$

konveksi

Bil Gr pada L=

$$Gr_L \cdot Pr = \frac{g \cdot \beta \cdot (T3 - T4) \cdot L^3}{\nu^2} \cdot Pr$$

Gr = $\frac{3282999814742,1300}{\nu^2}$
 Gr.Pr = $\frac{2313168839469,1600}{\nu^2}$ turbulen

Gr.Pr

> dari 10^9 maka aliran turbulen sehingga biasa dipakai persamaan (Daftar 7-2, Holman, 1988) :

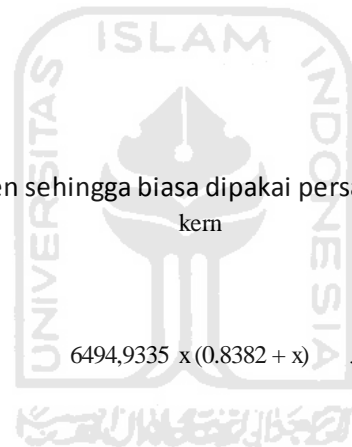
$$h = 1.31 * (\Delta T)^{1/3}$$

hc = 3,8305 W/m.C

QD = hc . A . (T3-Tu)

QD=hc.2.pi.r3.L.(T3-Tu)

6494,9335 x (0.8382 + x)c



Radiasi

$QR = \epsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot ((T_3^4) - (T_u^4)) = 11610,2177 \times (0.8382 + x) \dots\dots\dots d$
 $QR = \epsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot ((T_3^4) - (T_u^4)) =$

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

$T_2 = 396,2149 \text{ K} \qquad 123,2149 \text{ c}$
 $x = 0,0363 \text{ m}$
 sehingga : keadaan steady state $QA=QB=QC=(QD+QR)$
 $QD = 2215,6885$
 $QR = 3960,7221 \qquad (QD+QR) = 6176,4106$
 $QC = 5927,2141 \qquad QC-(QD+QR) = -249,1965$
 $Q = 6176,4106$
 jadi tebal isolasi $x = 3,6341 \text{ cm}$
 $T_2 = 396,2149 \text{ K} \qquad 123,2149 \text{ C}$

8. Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

dipilih jenis pipa : Carbon Steel (karena harganya lebih murah dan komponen yang melewati pipa tidak bersifat korosif)

$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \dots\dots(Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)$

a. Pipa umpan

$T = 388,7000 \text{ K} \qquad P = 1,0000 \text{ atm}$

Komponen	F, kmol/j	x	$\rho \text{ kg/m}^3$	$\rho L \text{ yaws}$
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	25,2067	0,6134	2,6909	342,4124
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	58,3204	0,1317	4,9949	297,3380
air (H ₂ O)	10,4748	0,2549	5,8920	402,3518
	87,0000 cm ³ /gmol K	1,0000		

Komponen	x_0	BM	BM
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	0,0385	116,0000	4,4662
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	0,1775	74,0000	13,1361
air (H ₂ O)	0,7840	18,0000	14,1117

Dipakai pipa standar (IPS) : $\rho = 1,2081 \text{ kg/m}^3$
 Nominal pipe size = 1,0000 in

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$
 dengan : $\rho = 1,2081 \text{ kg/s}$
 $G = 0,1153 \text{ kg/m}^3$
 sehingga, $D_{opt} = 86,9683 \text{ mm} \qquad B-20 \qquad 3,4239 \text{ in}$

Dipakai pipa standar (IPS) :

Nominal pipe size =	4,0000 in
ID =	4,0260 in
Schedule number =	40,0000

c. Pipa refluks distilat

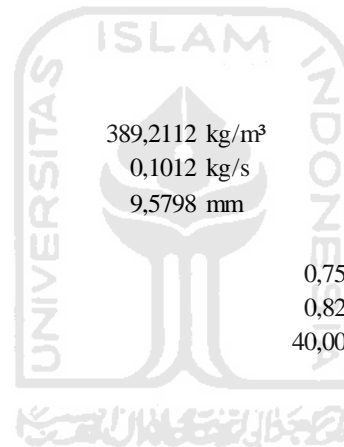
Lo = 364,4979 kg/jam
 T = 296,7612 °K

Komponen	x _o	ρ _L , kg/m ³
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	0,0735	365,7625
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	0,2771	313,5310
air (H ₂ O)	0,6496	424,0611
	1,0001	

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

ρ =
 G =
 D_{i,opt} =



0,3772 in

Dipakai pipa standar (IPS) :

Nominal pipe size = 0,7500 in
 ID = 0,8240 in
 Schedule number = 40,0000

d. Pipa pengeluaran bottom (plate Np)

Lm' = 3877,5530 kg/jam
 T = 388,8235 K

Komponen	flow, kmol/j	x _o	ρ, kg/m ³
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	24,7026	0,8822	342,3820
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	3,0883	0,1103	297,3168
air (H ₂ O)	0,2095	0,0075	402,3234
	28,0003	1,0000	

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

dengan : G = 1,0771 kg/s
 ρ = 337,8601 kg/m³

sehingga, D_{opt} = 35,3452 mm = 1,3915 in

Dipakai pipa standar (IPS) :

Nominal pipe size = 1,5000
 ID = 1,6100 in
 Schedule number = 40,0000

e. Pipa refluks bottom

V = 779,7523 kg/jam R = 82,0600 cm³.atm/gmol K
 P = 6,2000 atm T (dew point) = 425,3874 K

Komponen	y _B	BM	BM'
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	0,8124	116,0000	94,2409
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	0,1879	74,0000	13,9049
air (H ₂ O)	0,0000	18,0000	0,0002
	1,0003		108,1460

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

dengan :

G = 0,2166 kg/s
 ρ = 19,2082 kg/m³

sehingga,

D_{opt} = 43,6390 mm = 1,7181 in

Dipakai pipa standar (IPS) :

Nominal pipe size = 4,0000 in
 ID = 3,0580 in
 Schedule number = 40,0000

SPESIFIKASI MENARA DISTILASI

1. Tinggi menara	=	11,1108 m
2. Diameter menara	=	0,3699 m
3. Tebal shell	=	0,2500 in
4. Jenis head	=	torispherical dished head
5. Tebal head	=	0,3750 in
6. Tebal isolator	=	3,6341 cm
7. Pipa umpan	=	1,0000 in (IPS)
8. Pipa hasil atas ke condensor	=	4,0000 in (IPS)
9. Pipa refluks distilat	=	0,7500 in (IPS)
10. Pipa pengeluaran bottom	=	1,5000 in (IPS)
11. Pipa refluks bottom	=	4,0000 in (IPS)
12. volume menara	=	1,1943 m ³



4. Kondisi Operasi Bottom (buble point)

P = 1,0000 atm 760,0000 mmHg
 T = 391,0645 K 126,5000 C

komponen	kg/jam	kgmol/jam	xi	Pio	Ki=pio/p	yi=xi.Ki	α
N BUTIL ASETAT (CH3COOC4H9)	2779,5325	23,9615	0,9538	758,2509	0,9977	0,9516	1,0000
Butanol (C4H10O)	85,5324	1,1558	0,0460	1391,8318	1,8314	0,0843	1,8356
air (H2O)	0,0754	0,0042	0,0002	1,0000	0,0013	0,0000	0,0013
total	2865,1403	25,122				1,0	

5. Menentukan Komponen LK-HK

dipakai persamaan Shiras et. al (Treybal pers. 9.164)

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

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

$x_{lk,d} \cdot D = 0,2053$
 $x_{hk,d} \cdot D = 0,7411$

- $x_j D =$ mol komponen j pada hasil atas
- $z_j F =$ mol komponen j dalam umpan
- $x_{lk} D =$ mol komponen kunci ringan pada hasil atas
- $z_{lk} F =$ mol komponen kunci ringan dalam umpan
- $x_{hk} D =$ mol komponen kunci berat pada hasil atas
- $z_{hk} F =$ mol komponen kunci berat dalam umpan
- $\alpha, lk =$ volatilitas komponen j, komponen kunci ringan = K_i / K_{hk}
- $K =$ konstanta keseimbangan
- $p^\circ =$ tek uap murni

$z_{lk,f} \cdot F = 0,2095$
 $z_{hk,f} \cdot F = 24,7026$

Komponen	fi, kmol/jam	di, kmol/jam	a top	a bottom	a avg	F1	F2	DK	Keterangan
air	0,2095	0,2053	1,0000	0,0013	0,0363	0,0000	0,031089	0,0311	0.01 < DK < 0.99, terdistribusi
CH3COOC4H9	24,7026	0,7411	0,4242	1,0000	0,6513	0,6383	0,08593	0,7242	0.01 < DK < 0.99, terdistribusi

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

$N_{min} = \dots = 2,2223$

7. Menghitung Rmin (dengan pers. Underwood)

Minimum reflux ratio :

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

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q = 0,0000 \quad , \text{Coulson hal. 421}$$

Trial nilai θ sehingga persamaan diatas memenuhi.

Komponen	$x_{i,f}$	α_i	$\theta = 1,1928$
N BUTIL ASETAT (CH3COOC4H9)	0,8822	1,0000	4,5768
Butanol (C4H10O)	0,1103	1,3236	1,1158
air (H2O)	0,0075	2,3641	0,0151
		$\Sigma =$	5,7077

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

Komponen	$x_{i,d}$	α_i	$\alpha_i \cdot x_{i,d} / (\alpha_i - \theta)$
N BUTIL ASETAT (CH3COOC4H9)	0,2574	0,4242	0,1421
Butanol (C4H10O)	0,6713	0,5568	0,5878
air (H2O)	0,0713	1,0000	1,5700
		$\Sigma =$	2,2999

$$R_m + 1 = 2,2999$$

$$R_m = 1,2999$$

$$R/R_m = 1.2 - 1.5 \quad \text{diambil } R_m = 1.5$$

$$R = 1,5598$$

8. Jumlah Plate Teoritis, N

$$X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1}, \quad 0,1016$$

$$Y = \frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X} \right) \left(\frac{X - 1}{X^{0,5}} \right) \right], \quad 0,5521$$

$$N = \frac{N_{\min} + Y}{1 - Y} = 6,1941 \text{ termasuk di reboiler (1 stage)}$$

9. Jumlah Plate Actual, Nact

T = 394,4015 K

komponen	A	B	C	D	Vis (cp)
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	-8,3884	1,31E+03	1,77E-02	-1,61E-05	0,2426
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	-5,397	1,33E+03	6,22E-03	-5,51E-06	0,3644
air (H ₂ O)	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,2275

$\alpha a = 1,3548$
 $\mu a = 0,6110$
 $\mu a . \alpha a = 0,8278$

$$E_o = 51 - 32,5 \cdot \log (\mu a . \alpha a) = 53,6672 \%$$

$$= 0,5367$$

$$N_{act} = N / E_o = 11,5417 \quad 12 \text{ stage}$$

10. Menentukan Feed Location

Menggunakan persamaan Kirkbride : (Coulson, p.526)

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

$$N_r/N_s = 0,1182$$

Jumlah stage termasuk reboiler (Nr+Ns) =

12,0000 termasuk stage pada boiler

$$N_s = 4,7653$$

$$N_r = 0,5632$$

$$\text{Feed tray} = 4,7653 \text{ dari bawah}$$

$$5,0000 \text{ dari bawah}$$

Plate Design

Perhitungan sifat fisis

a. Densitas pada suhu distilat :

Fase cair (data dari Yaws)

komponen	F, kmol/jam	x	kg/m3
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	0,7411	0,2574	340,1989
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	1,9324	0,6713	295,7919
air (H ₂ O)	0,2053	0,0713	400,2786
	2,8788	1,0000	

$$\rho_{L_mix} = 314,6749 \text{ kg/m}^3$$

$$R = 82,0600 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm} / \text{gmol} \cdot \text{K}$$

Fase gas P = 1,2000 atm

komponen	kmol/jam	y	kg/m3
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	0,7411	0,2574	2,5951
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	1,9324	0,6713	2,7197
air (H ₂ O)	0,2053	0,0713	4,8172
	2,8788	1,0000	

$$\rho_{V_mix} = 2,8372 \text{ kg/cm}^3$$

b. Densitas pada suhu bottom :

391,0645 K

Fase cair

komponen	F, kmol/jam	x	kg/m ³
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	23,9615	0,9538	341,8319
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	1,1558	0,0460	296,9327
air (H ₂ O)	0,0042	0,0002	401,8084

$$\rho_{L_mix} = \frac{25,1215}{339,7761} \text{ kg/m}^3$$

Fase gas

P = 1,0000

komponen	kmol/jam	y	kg/m ³
benzene	23,9615	0,9538	4,7090
toluen	1,1558	0,0460	5,5548
cumene	0,0042	0,0002	5,5548

$$\rho_{V_mix} = 4,7481 \text{ kg/m}^3$$

1. Flow Rate

$$\begin{aligned} D &= 232,6604 \text{ kg/j} \\ V &= (R+1)*D = 595,5720 \text{ kg/j} \\ L_o &= R*D = 362,9116 \text{ kg/j} \\ B &= 2865,1403 \text{ kg/j} \\ L_m - V_m &= B = 2865,1403 \text{ kg/j} \\ L_m &= F*q+R*D = 3460,7123 \text{ kg/j} \\ V_m &= L_m - B = 595,5720 \text{ kg/j} \\ L_m/V_m &= 5,8107 \end{aligned}$$

2. Psycal Properties

distilat :

$$\begin{aligned} \rho_V &= 2,8372 \text{ kg/m}^3 \\ \rho_L &= 314,6749 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

bottom :

$$\begin{aligned} \rho_V &= 4,7481 \text{ kg/m}^3 \\ \rho_L &= 339,7761 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

3. column diameter

Liquid-vapor flow factor (Coulson, p. 568)

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

F_{LV} distilat = 0,0579

F_{LV} bottom = 0,6869

plate spacing 0,6000 m

antara 0.3-0.6 (RK sinnot, P.448)

nilai K1 dari Fig 11.27

K1, distilat 0,1100 (garis merah)

K1, bottom 0,0800 (garis hijau)

Flooding vapor velocity (Coulson, p. 568)

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

$u_{f \text{ top}}$ = 1,1532 m/s

$u_{f \text{ bottom}}$ = 0,6720 m/s

Design percent flooding at maximum flow rate =

$u_{v \text{ top}}$ = 1,0379 m/s

$u_{v \text{ bottom}}$ = 0,6048 m/s

0,9000

Maximum volumetric flow-rate

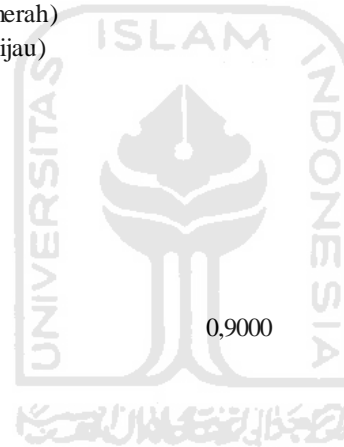
distilat 0,0583

bottom 0,0348

Net area required

distilat 0,0562

bottom 0,0576



As first trial take percent downcomer area = 0,3000

Column cross-sectioned area

top = 0,0803 m²

bottom = 0,0823 m²

Column diameter

top = 0,3197 m

bottom = 0,3238 m

4. Liquid Flow Pattern

Maximum volumetric liquid rate =

0,0028 m³/s

5. Provisional plate design

column diameter D_c =

0,3238 m

column area A_c =

0,0823 m²

downcomer area A_d =

0,0099 m²

net area A_n = A_c - A_d

0,0724 m²

active area A_a = A_c - 2A_d

0,0625 m²

hole area A_h, ambil 6.5 % dari A_a sebagai first trial

0,0041 m²

Weir length (Fig. 11.31 Coulson p. 464) untuk (A_d/A_c) x100 =

12,0000 %

$l_w/D_c = 0,7621$

$l_w = 0,2468 \text{ m}$

Ambil weir height =

50,0000 mm

hole diameter =

5,0000 mm

plate thickness =

5,0000 mm

6. check weeping

maximum liquid rate

0,9613 kg/s

Pada percent turn down =

0,9000 , min. liquid rate =

0,8652 kg/s

Dengan Francis weir formula dapat dihitung weir liquid crest (Coulson, p.572) :

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

max h_{ow} = 38,1349 mm liquid

min h_{ow} = 35,5482 mm liquid



Pada minimum rate $h_w + h_{ow} =$
 Fig. 11.30 (Coulson, p.462) :
 Minimum design vapor velocity

$$85,5482 \text{ mm} \\ K_2 = 30,6000$$

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,9(25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}} = 5,6172 \text{ m/s}$$

Actual minimum vapor velocity = $\frac{\text{minimum vapor rate}/Ah}{7,7131 \text{ m/s}}$

Memenuhi syarat, karena diatas weep point.

$$7,7131 \text{ actual} > u_{hmin} \quad 5,6172$$

7. Plate Pressure Drop

$$2,0958$$

Dry plate drop
 Maximum vapor velocity through holes

$$u_h = 8,5701 \text{ m/s} \\ C_o = 0,8100$$

Fig. 11.34 (Coulson, p. 467) untuk plate thickness/hole diameter = 1 dan $A_h/A_p \approx A_h/A_a = 0,1$, maka :

Pressure drop through dry plate

$$h_d = 51 \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 79,7803 \text{ mm liquid}$$

Residual head

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_l} = 36,7889 \text{ mm liquid}$$

Total pressure drop

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r = 204,7041 \text{ mm liquid}$$

Pressure drop per plate =
 Column pressure drop =

$$\frac{204,7041 \text{ mm liquid}}{682,3205 \text{ Pa}} = 0,6823 \text{ K.Pa} \quad , \text{Coulson hal. 580}$$

8. Downcomer Liquid Back-up

Downcomer pressure loss

Ambil $h_{ap} = h_w - 10 = 40,0000 \text{ mm}$

Area under apron, $A_{ap} = h_{ap} \cdot l_w = 0,0099 \text{ m}^2$

$A_d = 0,0099 \text{ m}^2$

Karena $A_{ap} < A_d$ maka A_{ap} digunakan dalam persamaan :

$$h_{dc} = 166 \left(\frac{L_{wd}}{\rho_L A_m} \right)^2 = 13,6387 \text{ mm}$$

Back-up in downcomer

$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} = 306,4776 \text{ mm} = 0,3065 \text{ m}$

$0,3065 \text{ m} < \frac{1}{2} \text{ (plate spacing + weir height)}$

maka tray spacing dapat diterima

Cek residence time

$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{wd}} = 3,0698 \text{ s} > 3 \text{ s, satisfactory}$

9. Check Entrainment

Actual percentage flooding for design area

$u_v = 0,4811 \text{ m/s}$

percent flooding = $71,5909 \%$, $F_{LV} = 0,6869$

Fig. 11.29 (Coulson, p.461) : $\psi = 0,0075$ (garis merah)
well below 0,1 satisfactory

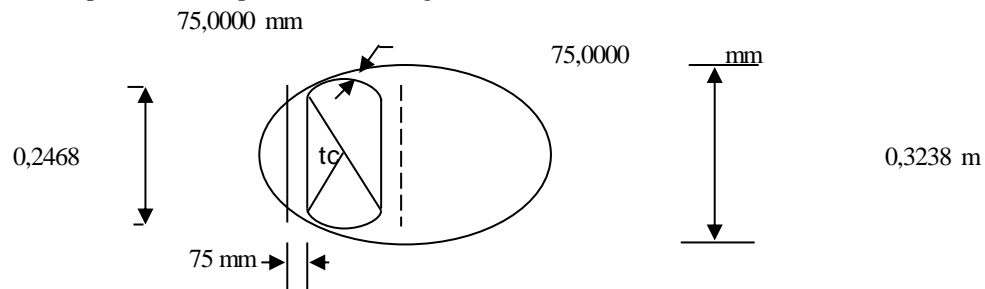
10. Trial layout

Menggunakan Cartridge-type Construction.

50,0000 mm Unperforated Strip Round Plate Edge : (50-75 mm)

Wide Calming Zone

Perforated area



11. Perforated Area

Dari Fig. 11.32, pada $l_w/D_c =$	0,7621	, diperoleh $\theta_c =$	98,2000 °
Angle subtended at plate by unperforated strip =		81,8000 °	
Mean length, unperforated edge strips =		0,3550 m	
Area of unperforated edge strips =		0,0178 m ²	
Area of calming zones =		0,0147 m ²	
Total area available for perforations $A_p =$		0,0301 m ²	

$A_h/A_p = 0,1350$

Fig. 11.33 (Coulson, p. 466) : $I_p/d_h =$

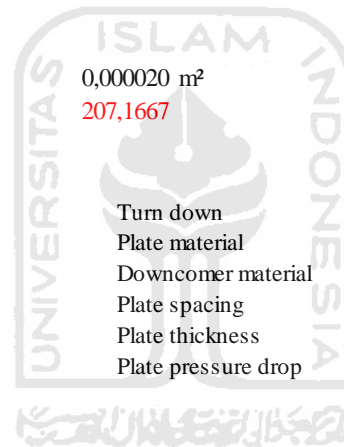
3,0000, satisfactory, antara 2.5 - 4

12. Number of Holes

Area of one hole =	0,000020 m ²
Number of holes =	207,1667

13. Plate specification

Plate no.	1,0000
Plate ID	0,3238 m
Hole size	5,0000 mm
Hole pitch	15,0000 mm Δ
Total no. holes	207,1667
Active holes	207,1667
Blanking area	0,0782



0,000020 m²
207,1667

Turn down
Plate material
Downcomer material
Plate spacing
Plate thickness
Plate pressure drop

0,9000 max rate
stainless steel
stainless steel
0,6000 m
5,0000 mm
204,7041 mm liquid

0,6823 K.Pa

MECHANICAL DESIGN

1. Spesifikasi Menara

plate spacing antara 0,3-0,6 m (Coulson and Richardson, p. 448)
 diambil jarak plate spacing 0,6000 m (Coulson and Richardson, p. 448)
 tinggi kolom 7,2000 m

Ruang kosong diatas plate teratas = 10% dari tinggi kolom 0,7200 m
 Ruang kosong dibawah plate terbawah = 10% dari tinggi kolom 0,7200 m

Tinggi Shell Menara Distilasi = 8,6400 m

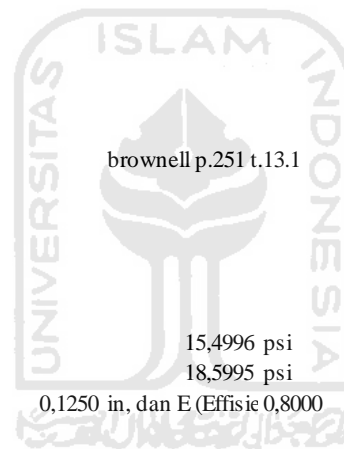
Diameter = 0,3238 m = 12,7477 in

2. Penentuan Kondisi Design, berdasarkan Brownell

a. Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C
 f (Allowable stress) = 12650,0000 psi

b. Suhu design
 T operasi = 394,4015 °K

c. Tekanan design
 P operasi = 1,0547 atm
 Pdesign = 1,2 * P operasi = 15,4996 psi
 Diambil nilai C (Faktor korosi) = 0,1250 in, dan E (Effisise 0,8000



brownell p.251 t.13.1

15,4996 psi

18,5995 psi

brownell p.254 t.13.2

3. Tebal Shell

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

$$t_s = \frac{P \cdot D}{2 \cdot fE - 0,6 \cdot P} + C =$$

0,1367 in = 3,4729 mm

dipilih tebal standar = 0,2500 in = 6,3500 mm brownell p.350

Diameter luar shell

ODs = IDs + 2 (tebal shell) = 13,2477 in

dari tabel 5.7, P.89, 91 Brownell,1959. dipilih OD standar = 24,0000 in
 sehingga diameter dalam shell = OD standar - 2 (tebal shell) 23,5000 in

6. Tinggi Total Menara Distilasi

$$h_{MD} = \text{Tinggi MD} + 2 \cdot \text{tinggi head}$$

$$8,9508 \text{ m}$$

7. Tebal Isolator

- Asumsi :
1. keadaan steady state
 2. suhu udara luar = 30°C
 3. suhu dinding luar isolator = 50°

4. Tebal Head

Jenis : torispherical dished head

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

$$t_H = \frac{0.885 \cdot P \cdot r}{f \cdot E - 0.1 \cdot P} + C$$

Diambil :

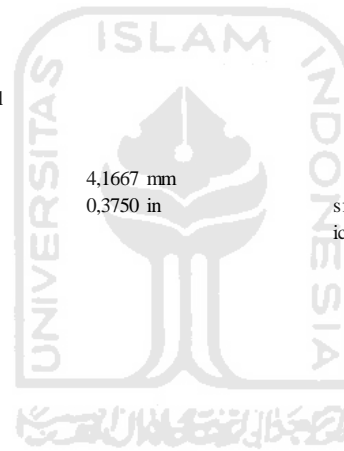
$$f = 12650,0000 \text{ psi, dari tabel 5.7 Brownell}$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$

$$E = 0,8000$$

$$\text{Tebal head} = 0,1640 \text{ in} =$$

Sehingga dipilih tebal head standart 3/8 in =



$$4,1667 \text{ mm}$$

$$0,3750 \text{ in}$$

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 3$$

$$icr = 1 \frac{7}{8}$$

diambil

2,0000 brownell p.88 t.5.6

1,1250 brownell p.90 t.5.7

5. tinggi Head (hH)

dari tabel 5.7 Brownell hal.90

$$Ods = 24,0000 \text{ in}$$

$$tH = 0,3750 \text{ in}$$

$$IDs = 23,5000 \text{ in}$$

$$\text{didapat : } icr = 1,1250 \text{ in}$$

$$r = 24,0000 \text{ in}$$

$$a = IDs/2 = 11,7500 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 10,6250 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 22,8750 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 20,2577 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 3,7423 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan th 3/8 in didapat sf = 1.5 - 3 in

$$\text{perancangan digunakan sf} = 2,0000 \text{ in}$$

$$hH = tH + b + sf$$

$$= 6,1173 \text{ in}$$

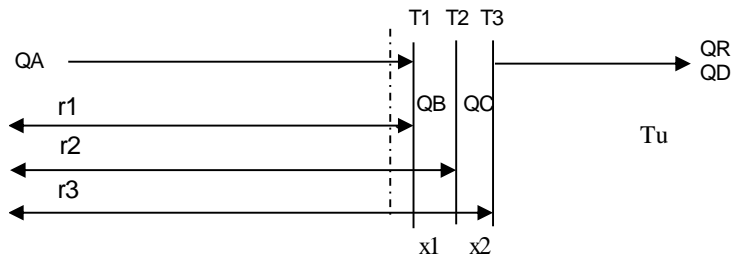
$$= 0,5098 \text{ ft}$$

$$= 0,1554 \text{ m}$$

7. Tebal Isolator

Asumsi :

1. keadaan steady state
2. suhu udara luar = 30°C
3. suhu dinding luar isolator = 50°



- r_1 = jari-jari dalam shell
- r_2 = jari-jari luar shell
- r_3 = jari-jari luar setelah diisolasi
- x_1 = tebal dinding shell
- x_2 = tebal isolator
- T_1 = suhu dinding dalam shell
- T_2 = suhu dinding luar shell
- T_3 = suhu isolator luar
- T_4 = suhu udara luar
- q_1 = konveksi bahan ke dinding dalam shell
- q_2 = konduksi dalam shell ke luar shell
- q_3 = konduksi luar shell ke permukaan luar isolator
- q_4 = konveksi dan radiasi permukaan luar isolator ke udara

interpolasi	nilai kis		interpolasi	nilai ks	
	32,0000	0,0870		212,0000	26,0000
	121,7300 x			517,4780 x	
	212,0000	0,1110		1112,0000	21,0000
	x =	0,0990		x =	24,3029
interpolasi	nilai v		interpolasi	nilai k	
	300,0000	0,0000		300,0000	0,0262
	315,5000 x			315,5000 x	
	350,0000	0,0000		350,0000	0,0300
	x =	0,0000		x =	0,0274
interpolasi	nilai Pr		interpolasi	nilai μ	
	300,0000	0,7080		300,0000	0,000018
	315,5000 x			315,5000 x	
	350,0000	0,6970		350,0000	0,000021
	x =	0,7046		x =	0,000019

keadaan steady state $Q_A=Q_B=Q_C=(Q_D+Q_R)$

$$r_3 = r_2 + x$$

r1	11,7500 in	0,2985 m
r2	12,0000 in	0,3048 m
L =	8,6400 m	8,6400 m

konduksi

$$Q_B = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln(r_2/r_1)} = 108400,3909 \cdot (T_1 - T_2) \dots\dots a$$

$$Q_C = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_{is} \cdot L \cdot (T_2 - T_3)}{\ln(r_3/r_2)} = 9,2934 \cdot (T_2 - T_3) / \ln(0.8382+x/0.8382) \dots\dots\dots b$$

konveksi

Bil Gr pada L =

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

Gr =	1680895905147,9700
Gr.Pr =	1184342445808,2100 turbulen

Gr.Pr > dari 10^9 maka aliran turbulen sehingga biasa dipakai persamaan (Daftar 7-2, Holman, 1988) :

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

hc = 3,8305 W/m.C

$$Q_D = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_u) = 5195,9468 \cdot x \cdot (0.8382 + x) \dots\dots\dots c$$

$$Q_D = hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_u)$$

Radiasi

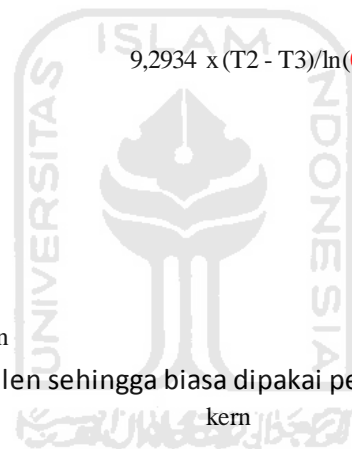
$$Q_R = \epsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot ((T_3^4) - (T_u^4)) = 9288,1742 \cdot x \cdot (0.8382 + x) \dots\dots\dots d$$

$$Q_R = \epsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot ((T_3^4) - (T_u^4)) =$$

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

T2 =	396,2149 K	123,2149 c
x =	0,0363 m	

sehingga : B-38 keadaan steady state $Q_A=Q_B=Q_C=(Q_D+Q_R)$



QD =	1772,5508		
QR =	3168,5777	(QD+QR)=	4941,1285
QC =	4741,7713	QC-(QD+QR)=	-199,3572
Q =	4941,1285		
jadi tebal isolasi	x =	3,6341 cm	
	T2 =	396,2149 K	123,2149 C

8. Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

dipilih jenis pipa : Carbon Steel (karena harganya lebih murah dan komponen yang melewati pipa tidak bersifat korosif)

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \dots \text{(Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)}$$

a. Pipa umpan

T = 399,5000 K P = 1,0547 atm

Komponen	F, kmol/j	x	ρ kg/m ³	ρL yaws
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	24,7026	0,8822	2,6909	339,7692
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	3,0883	0,1103	4,9949	295,4915
air (H ₂ O)	0,2095	0,0075	5,8920	399,8757
	28,0003	1,0000		

ρ_l =	335,3353 kg/m ³	
G =	0,8605 kg/s	
$D_{i,opt}$ =	31,4672 mm	1,2389 in

Dipakai pipa standar (IPS) :

Nominal pipe size =	1,0000	in
ID =	1,0490	in
Schedule number =	40,0000	

b. Pipa hasil atas menuju condensor

T = 397,7384 K
 P = 1,2000 atm
 R = 82,0600 cm³.atm/gmol K

Komponen	x _o	BM	BM'
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	0,2574	116,0000	29,8612
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	0,6713	74,0000	49,6732
air (H ₂ O)	0,0713	18,0000	1,2837

ρ = 0,0030 g/cm³ 80,8181
 2,9714 kg/m³

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

dengan :

ρ =

G =

D_{opt} =

sehingga,

Dipakai pipa standar (IPS) :

Nominal pipe size =

ID =

Schedule number =



2,9714 kg/s
 0,0646 kg/m³
 45,8558 mm

4,0000 in

4,0260 in

40,0000

1,8053

c. Pipa refluks distilat

Lo = 362,9116 kg/jam
 T = 296,7612 °K

Komponen	x _o	ρ _L , kg/m ³
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	0,3224	365,7625
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	0,6404	313,5310
air (H ₂ O)	0,0379	424,0611
	1,0007	

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$\begin{aligned} \rho &= 334,7661 \text{ kg/m}^3 \\ G &= 0,1008 \text{ kg/s} \\ D_{i,opt} &= 10,1057 \text{ mm} \qquad \qquad \qquad 0,3979 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

$$\begin{aligned} \text{Nominal pipe size} &= 0,7500 \text{ in} \\ \text{ID} &= 0,8240 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 40,0000 \end{aligned}$$

d. Pipa pengeluaran bottom (plate Np)

$$\begin{aligned} Lm' &= 3460,7123 \text{ kg/jam} \\ T &= 391,0645 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	flow, kmol/j	x _o	ρ, kg/m ³
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	23,9615	0,9538	341,8319
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	1,1558	0,0460	296,9327
air (H ₂ O)	0,0042	0,0002	401,8084
	25,1215	1,0000	

on-line gasdensity calc PV=ZnRT

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$\begin{aligned} \text{dengan :} \qquad \qquad \qquad G &= 0,9613 \text{ kg/s} \\ \qquad \qquad \qquad \rho &= 339,7761 \text{ kg/m}^3 \\ \text{sehingga,} \qquad \qquad \qquad D_{opt} &= 33,2081 \text{ mm} \qquad \qquad \qquad = 1,3074 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

Nominal pipe size = 1,5000
 ID = 1,6100 in
 Schedule number = 40,0000

e. Pipa refluks bottom

V = 595,5720 kg/jam R = 82,0600 cm³.atm/gmol K
 P = 6,2000 atm T (dew point) = 425,3874 K

Komponen	y _B	BM	BM'
N BUTIL ASETAT (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	0,9516	116,0000	110,3888
Butanol (C ₄ H ₁₀ O)	0,0843	74,0000	6,2353
air (H ₂ O)	0,0000	18,0000	0,0000
	1,0359		116,6242

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

dengan : G = 0,1654 kg/s
 ρ = 20,7140 kg/m³
 sehingga, D_{opt} = 36,7896 mm = 1,4484 in

Dipakai pipa standar (IPS) :

Nominal pipe size = 4,0000 in
 ID = 3,0580 in
 Schedule number = 40,0000

SPESIFIKASI MENARA DISTILASI

- | | | |
|---------------------------------|--------|---------------------------|
| 1. Tinggi menara | = | 8,9508 m |
| 2. Diameter menara | = | 0,3238 m |
| 3. Tebal shell | = | 0,2500 in |
| 4. Jenis head | = | torispherical dished head |
| 5. Tebal head | = | 0,3750 in |
| 6. Tebal isolator | = | 3,6341 cm |
| 7. Pipa umpan | = | 1,0000 in (IPS) |
| 8. Pipa hasil atas ke condensor | = | 4,0000 in (IPS) |
| 9. Pipa refluks distilat | B-42 = | 0,7500 in (IPS) |
| 10. Pipa pengeluaran bottom | = | 1,5000 in (IPS) |
| 11. Pipa refluks bottom | = | 4,0000 in (IPS) |
| 12. volume menara | = | 0,7373 m ³ |