

No:

**PRA RANCANGAN PABRIK ASETAT ANHIDRAT DARI
ASAM ASETAT DAN KETENE
DENGAN METODE DEKOMPOSISI ASETON
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

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



Disusun oleh :

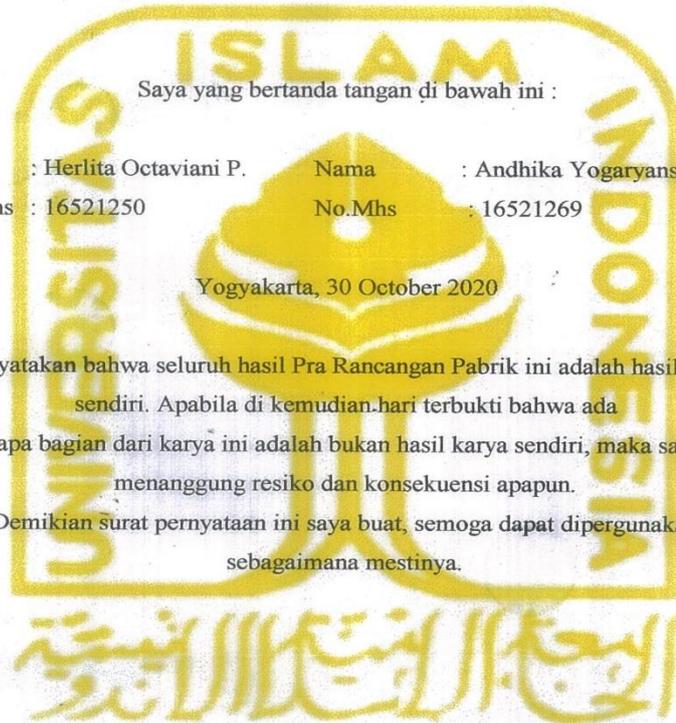
Nama : Herlita Octaviani P. Nama : Andhika Yogaryansyah S.
No. Mahasiswa : 16 521 250 No. Mahasiswa : 16 521 269

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

2021

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK ASETAT ANHIDRAT DARI ASAM ASETAT
DAN KETENE DENGAN METODE DEKOMPOSISI ASETON
DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Herlita Octaviani P. Nama : Andhika Yogaryansyah S.
No. Mhs : 16521250 No. Mhs : 16521269

Yogyakarta, 30 October 2020

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

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



Herlita Octaviani Putri



Andhika Yogaryansyah S.

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK ASETAT ANHIDRAT DARI
ASAM ASETAT DAN KETENE DENGAN METODE
DEKOMPOSISI ASETON
DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**



Nama : Herlita Octaviani P.

No. Mhs : 16521250

Nama : Andhika Yogaryansyah S.

No. Mhs : 16521269

Pembimbing I,

Pembimbing II,


Ir. Dalyono, M.S.I., C.Text, ATI



Umi Rofiqah, S.T., M.T.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ASETAT ANHIDRAT DARI ASAM ASETAT
DAN KETENEDENGAN METODE DEKOMPOSISI ASETON
DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Herlita Octaviani P. Nama : AndhikaYogaryansyah S.
No. Mhs : 16521250 No.Mhs : 16521269

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

Yogyakarta, 27 Januari 2020

Tim Penguji,
Ketua
Ir. Dalyono, M.S.I., C.Text, ATI



Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.
Anggota 1
Lucky Wahyu Nuzulia S., S.T., M.Eng
Anggota 2





Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb.

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

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “PRA RANCANGAN PABRIK ASETAT ANHIDRAT DARI ASAM ASETAT DAN KETENE DENGAN METODE DEKOMPOSISI ASETON KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Allah SWT atas segala petunjuk dan pertolongan kepada hamba-Mu yang sedang menuntut ilmu beserta Rasul-Nya yang membawa kita hingga ke zaman saat ini.
2. Kedua Orang Tua dan Keluarga Besar Penulis atas semua doa yang tidak pernah putus dipanjatkan untuk kesuksesan penulis dan menjadikan kami

selalu ingin menjadi yang terbaik untuk keluarga. Terima kasih atas segala dorongan semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di UII.

3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., M.T., Ir., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Suharno Rusdi, Ir., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Ir. Dalyono, M.S.I., C.Text.ATI selaku Dosen Pembimbing I Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penulisan dan penyusunan Tugas Akhir ini.
6. Ibu Umi Rofiqah, S.T M.T. selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
7. Teman – teman Teknik Kimia 2016 yang selalu memberikan dukungan, semangat, serta doa dan kebersamaannya selama ini.
8. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
9. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kesalahn dan kekurangan karena keterbatasan pengetahuan dan kemampuan diri pribadi. Oleh karena itu, dengan kerendahan hati kami mengharapkan adanya kritik dan saran yang membangun demi perbaikan tugas

akhir ini dan pembelajaran di masa mendatang. Akhir kata, semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat yang baik bagi semua pihak.

Wassalamu'alaikum Wr.,Wb.

Yogyakarta, 1 November 2020

Penyusun



DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	i
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	ii
KATA PENGANTAR	iii
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR	xi
ABSTRAK	xii
ABSTRACT	xiii
BAB 1	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Kapasitas Perancangan.....	3
1.3 Tinjauan pustaka.....	7
BAB 2	14
PERANCANGAN PRODUK	14
2.1 Spesifikasi Produk	14
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	16
2.2.1 Bahan Baku	16
2.3 Pengendalian Kualitas	19
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	19
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses	19
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk.....	20
BAB 3	21
PERANCANGAN PROSES	21
3.1 Uraian Proses.....	21
3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku	21
3.1.2 Proses	21

3.1.3	Tahap Reaksi	22
3.2	Spesifikasi Alat Proses	23
3.2.1	Vaporizer (VP-01)	23
3.2.2	Furnace (F-01)	24
3.2.3	Reaktor (R-01)	25
3.2.5	Condensor (CD-01)	28
3.2.6	Reboiler (RB-01)	29
3.2.7	Condensor Menara Destilasi (CD-02)	30
3.2.8	Accumulator (Acc-01)	31
3.2.9	Tangki	32
3.2.10	Knockout Drum (KO)	33
3.2.11	Heat Exchanger	34
3.2.12	Pompa	35
3.3	Perencanaan Produksi	38
3.3.1	Kapasitas Perancangan	38
3.3.2	Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses	40
BAB 4	42
PERANCANGAN PABRIK	42
4.1	Lokasi Pabrik	42
4.1.1	Bahan baku	42
4.1.2	Transportasi	43
4.1.3	Utilitas	43
4.1.4	Tenaga kerja	43
4.1.5	Letak geografis	44
4.1.6	Biaya untuk lahan pabrik	44
4.1.7	Bahan buangan dan kondisi lingkungan	44
4.1.8	Kemungkinan perluasan dan ekspansi	44
4.2	Tata Letak Pabrik	52
4.3	Tata Letak Alat Proses	57
4.4	Aliran Proses dan Material	60
4.4.1	Neraca Massa	60
4.4.2	Neraca Panas	64
4.4.3	Diagram Alir Kualitatif	68
4.4.4	Diagram Alir Kuantatif	69
4.5	Pelayanan Teknik (Utilitas)	70

4.6	Organisasi Perusahaan	91
4.6.1	Bentuk Perusahaan.....	91
4.6.2	Struktur Organisasi	92
4.6.3	Tugas dan Wewenang	97
4.6.4	Status Karyawan	103
4.6.5	Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	103
4.6.6	Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan	105
4.6.7	Kesejahteraan Sosial Karyawan	110
4.6.8	Evaluasi Ekonomi	112
4.6.9	Perhitungan Biaya.....	121
4.6.10	Analisa Kelayakan.....	122
4.6.11	Hasil Perhitungan	127
BAB V	137
PENUTUP	137
5.1	Kesimpulan.....	137
5.2	Saran.....	141
DAFTAR PUSTAKA	142
LAMPIRAN A	145

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Tabel Import Tahunan Indonesia	4
Tabel 1. 2 Data Pabrik Asam Asetat di Dunia	5
Tabel 1. 3 Kebutuhan Import di Asia dan Asia Tenggara.....	5
Tabel 1. 4 Perbandingan Proses.....	13
Tabel 2. 1 Sifat Fisis Asetat Anhidrat	15
Tabel 2. 2 Sifat Fisis Asam Asetat (Kirk Othmer, 1993).....	16
Tabel 2. 3 Sifat Fisis Aseton (Kirk Othmer, 1993).....	17
Tabel 2. 4 Sifat Fisis Ketena	18
Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki	32
Tabel 3. 2 Spesifikasi Knockout Drum.....	33
Tabel 3. 3 Spesifikasi Heat Exchanger	34
Tabel 3. 4 Spesifikasi Pompa	35
Tabel 4. 1 Lokasi Pabrik	54
Tabel 4. 2 Neraca Massa Reaktor	60
Tabel 4. 3 Neraca Massa Vaporizer	61
Tabel 4. 4 Neraca Massa Knockout Drum	61
Tabel 4. 5 Neraca Massa Furnace.....	62
Tabel 4. 6 Neraca Massa Kondensor	62
Tabel 4. 7 Neraca Massa Knockout Drum 2	63

Tabel 4. 8 Neraca Massa Menara Distilasi.....	63
Tabel 4. 9 Neraca Panas Reaktor.....	64
Tabel 4. 10 Neraca Panas Vaporizer.....	65
Tabel 4. 11 Neraca Panas Kondensor	65
Tabel 4. 12 Neraca Panas Furnace.....	66
Tabel 4. 13 Neraca Panas Menara Distilasi.....	67
Tabel 4. 14 Kebutuhan Listrik Proses.....	86
Tabel 4. 15. Kebutuhan Listrik Utilitas.....	86
Tabel 4. 16 Rincian Kebutuhan Listrik.....	89
Table 4. 17 Jadwal Kerja Karyawan Shift	104
Table 4. 18 Jumlah Karyawan Pabrik	105
Table 4. 19 Rincian Penggolongan Jabatan	107
Table 4. 20 Rincian Gaji Sesuai Jabatan.....	109
Tabel 4. 21 Indeks Harga Alat.....	114
Tabel 4. 22. Harga Alat Proses.....	117
Tabel 4. 23 Harga Alat Utilitas.....	118
Tabel 5. 1 Hasil Analisa Ekonomi.....	138

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Data Import Asetat Anhidrat di Indonesia tahun 2014-2019	4
Gambar 2. 1 Struktur Asetat Anhidrat (Celanase, 2010)	14
Gambar 2. 2 Struktur Asam Asetat	16
Gambar 2. 3 Struktur Aseton	17
Gambar 2. 4 Struktur Ketene	18
Gambar 4. 1 Tampilan Google Earth Lokasi Pabrik	45
Gambar 4. 2 Denah Perancangan Pembangunan Pabrik	56
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses	59
Gambar 4. 4 Diagram Alir Proses Utilitas	74
Gambar 4. 5 Strktur Organisasi Pabrik	96
Gambar 4. 6 Harga Tahun vs Indeks	116
Gambar 4. 7 Grafik Ekonomi	138

ABSTRAK

Asetat anhidrat ((CH₃CO)₂O) merupakan pelarut aktif, tidak berwarna, dan memiliki bau yang tajam. Di Indonesia belum terdapat pabrik yang memproduksi asetat anhidrat, sehingga untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan adanya peluang ekspor yang terbuka. Pabrik dirancang dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun dan menghasilkan produk dengan kemurnian 99% dengan kebutuhan asam asetat sebanyak 17.646,1945 ton per tahun serta aseton sebanyak 19.176,7343 ton per tahun.

Pabrik ini direncanakan didirikan di kawasan industri Bawen, Semarang, Jawa Tengah. Pabrik bekerja secara kontinu 24 jam per hari selama 330 hari per tahun. Proses yang digunakan pada pabrik asetat anhidrat ini adalah dengan metode dekomposisi aseton yaitu mereaksikan ketene yang diperoleh dari *thermal cracking* aseton dengan asam asetat pada reaktor *bubble* yang bersuhu 80 °C dan bertekanan 1atm.

Perusahaan ini berbadan hukum Perseroan Terbatas (PT) dimana struktur organisasi yang dipakai adalah garis dan staf. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian jam kerja yang terdiri dari karyawan shift dan non-shift.

Dari hasil analisa ekonomi yang dilakukan, keuntungan sebelum pajak Rp 161.027.972.118/tahun, dan keuntungan setelah pajak 25% sebesar Rp 120.770.979.089/tahun. *Rate of Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 47,85% dan ROI setelah pajak sebesar 35,89%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi minimum adalah 44% (Aries dan Newton, 1955). *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak selama 1,7 tahun dan POT setelah pajak selama 2,2 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun (Aries dan Newton, 1955). *Break Event Point* (BEP) pada 43,54%, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 28,20%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.

Berdasarkan hasil analisa ekonomi di atas dan batasan yang berlaku, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik Asetat Anhidrat dengan kapasitas 30.000 ton pertahun layak (*feasible*) didirikan.

Kata-kata kunci : Asetat Anhidrat, Ketene, Asam Asetat, Aseton

ABSTRACT

Acetic Anhydride ((CH₃CO)₂O) is an active solvent, colorless, and has a strong odor. In Indonesia, there is no factory that produces acetic anhydride, so that it is to meet domestic demand and there are open export opportunities. The plant will be designed for 30.000 tons per year capacity and produces acetic anhydride with 99% purity. The need for production are 17.646,1945 tons per year of acetic acid and 19.176,7343 tons per year of acetone.

This plant will be built in 2018 in Bawen industrial area, Semarang, Central Java. Plant will operate continuously 24 hours per day, 330 days per year. The process used in acetic anhydride plant by reaction of ketene that prepared by thermal cracking of acetone with acetic acid in the isothermal bubble reactor at the temperature 80°C and pressure 1 atm.

The company was incorporated Limited Liability Company (PT) where the organizational structure used is a line and staff. The employee work system is based on a division of working hours consisting of shift and non-shift employees.

From the results of the economic analysis, Profit before tax of 161.027.972.118/ year, and a profit after tax 25% of 120.770.979.089/ year. Rate of Investment (ROI) before taxes by 47,85% and the ROI after tax of 35,89%. Requirement ROI before tax for the chemical plant with a high risk of age is 44% (Aries and Newton, 1955). POT before tax for 1,7 years and 2,2 POT after tax during the year. Requirement POT before tax for high-risk chemical plants maximum is 2 year (Aries and Newton, 1955). Break Event Point (BEP) at 43,54%, and Shut Down Point (SDP) at 28,20%. BEP for chemical plants is generally 40-60%.

Based on the economic analysis and the constraints, it can be concluded that the plant of Acetic Anhydride from Acetone and Acetic Acid with of 30,000 tons per year annum feasible was established.

Key words: Acetic Anhydride, Ketene, Acetic Acid, Acetone

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Asetat anhidrat merupakan anhidrat dari asam asetat yang memiliki struktur molekul simetris. Kegunaan asam asetat anhidrid sebagai pelarut senyawa organik, fungisida dan bakterisida, berperan dalam proses asetilasi, pembuatan aspirin dan pembuatan acetylmorphine. Industri yang paling banyak menggunakan asetat anhidrid yaitu industri selulosa penghasil serat asetat, plastik serat kain dan lapisan (Celanase, 2010).

Asetat anhidrat biasa digunakan sebagai bahan baku pembantu. Asetat anhidrat ((CH₃CO)₂O) merupakan larutan aktif, tidak berwarna, serta memiliki bau yang tajam. Kapasitas produksi Amerika untuk produk asetat anhidrat ini cukup besar, yaitu lebih dari 900.000 ton per tahun (Kirk Othmer, 1981).

Di era modern ini, banyak sekali industri yang berkembang di seluruh dunia, dengan teknologi terbaru yang bervariasi. Tidak dapat dipungkiri, kegiatan industri memang melekat pada kebutuhan masyarakat dunia khususnya Indonesia. Salah satu kegiatan industri yang berkembang pesat di Indonesia yaitu industri kimia. Dimana industri kimia ini mencakup berbagai produk zat kimia seperti petrokimia, agrokimia, farmasi, polimer, cat, dan oleokimia.

Industri ini menggunakan proses kimia, termasuk reaksi kimia untuk membentuk zat baru, pemisahan berdasarkan sifat seperti kelarutan atau muatanion, distilasi, transformasi oleh panas, serta metode-metode lain.

Kita telah banyak mengetahui berbagai macam industri kimia yang telah berdiri di Indonesia. Namun, masih banyak juga industri kimia yang belum tersedia di Indonesia, salah satunya adalah industri kimia asetat anhidrat.

Ketidakterseediaannya industri asetat anhidrat di dalam negeri mengharuskan Indonesia melakukan impor dari berbagai negara lain penghasil asetat anhidrat. Hal ini tentu saja sangat tidak efektif dilihat dari perlunya biaya akomodasi yang tidak murah dan beberapa faktor lainnya.

Maka dari itu, untuk memenuhi kebutuhan asetat anhidrat di Indonesia, pabrik ini memiliki peluang yang besar untuk didirikan karena didukung oleh:

1. Kebutuhan asetat anhidrat di dunia terus meningkat dari tahun ketahun.
2. Belum tersedianya pabrik asetat anhidrat di Indonesia.
3. Tersedianya jumlah tenaga kerja yang melimpah di Indonesia, sehingga mengurangi jumlah pengangguran dan meningkatkan pendapatan nasional.

Dalam pendirian suatu pabrik, terdapat dua aspek yang perlu diperhatikan yaitu *raw material oriented* dan *market oriented*.

Raw material oriented yaitu pertimbangan kemudahan dalam memperoleh bahan baku yang dibutuhkan. Sedangkan *market oriented*

yaitu target pasar dalam penjualan produk.

1.2 Kapasitas Perancangan

Hingga saat ini (tahun 2020), pabrik asam asetat anhidrat masih belum ada yang didirikan di Indonesia, hal ini mengakibatkan masih tidak adanya persaingan dari dalam negeri dan membuka adanya peluang ekspor ke luar negeri.

Dengan pendirian pabrik asetat anhidrat di Indonesia maka diharapkan dapat mengurangi impor dan memacu pertumbuhan industri lainnya, terutama industri yang membutuhkan asetat anhidrat sebagai bahan baku. Maka dari itu diperlukannya didirikan pabrik asetat anhidrat di Indonesia dengan kapasitas tertentu.

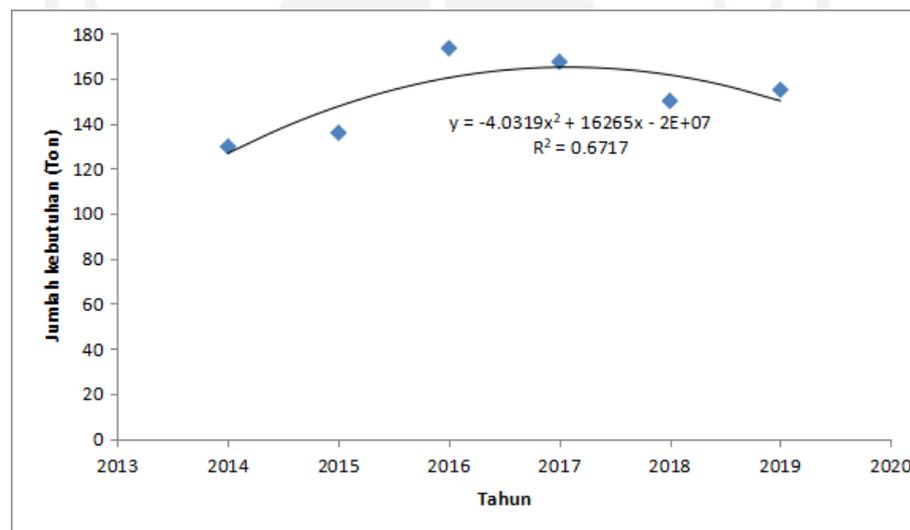
Adapun faktor - faktor yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan kapasitas pabrik asetat anhidrat yaitu :

1. Kebutuhan asetat anhidrat di Indonesia

Berdasarkan data import statistika tahun 2014-2019 mengenai kebutuhan asetat anhidrat di Indonesia adalah sebagai berikut:

Tabel 1. 1 Tabel Import Tahunan Indonesia

Tahun	Jumlah Kebutuhan (kg)	Jumlah Kebutuhan (ton)
2014	129.684	129,684
2015	135.854	135,854
2016	173.431	173,431
2017	167.364	167,364
2018	149.993	149,993
2019	154.964	154,964



Gambar 1. 1 Data Import Asetat Anhidrat di Indonesia tahun 2014-2019

Berdasarkan grafik tersebut diproyeksikan untuk tahun 2025 kebutuhan asetat anhidrat di Indonesia adalah sebesar 3.970.380.625 ton/tahun.

2. Pabrik asetat anhidrat yang sudah berdiri :

a. ASIA

Shanghai Ruizheng Chemical Technology Co., Ltd.

Pabrik tersebut mampu menyuplai asetat anhidrat sebanyak 2.000

ton/bulan atau dapat diartikan sebanyak 30.000 ton/tahun.

(www.alibaba.com, 2018)

b. Dunia

Tabel 1.2. Data Pabrik Asam Asetat di Dunia

Pabrik	Lokasi Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
Celanese Acetate	Narrows, Va	350.000
Celanese Chemical	Pampa, Tex	250.000
Eastman Chemical	Kimsport, Tenn	1.800.000
Total		2.400.000

(www.icis.com, 2007)

Berdasarkan data diatas, pabrik asetat anhidrat yang sudah berdiri berkapasitas sekitar 20.000 – 2.000.000 ton/tahun, Oleh karena itu dengan membuat pabrik berkapasitas 30.000 ton/ tahun kebutuhan asetat anhidrat dalam negeri sangat dapat tercukupi dan asetat anhidrat berlebih dapat di-*export* untuk bersaing dengan pasar global.

Produksi ini berguna mengingat asetat anhidrat merupakan bahan penunjang dalam proses produksi selulosa asetat, industri farmasi, pembuatan filter rokok plastik, pewarna, pestisida, rempah-rempah dan industri *polishing* logam.

Dan sisa nya akan di *export* ke beberapa negara di dunia antara lain :

Tabel 1.3. Kebutuhan Import di Asia dan Asia Tenggara

Negara	Tahun	Kebutuhan Import (Ton/Tahun)
China	2017	3.068,825
Japan	2017	8.987,208
Malaysia	2017	2.304,602
Singapore	2017	8.043,330

c. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku utama pembuatan asetat anhidrat yaitu asam asetat dan aseton. Penyedia bahan baku asam asetat berasal dari PT Indo Acidatama Tbk. yang beralamat di Jl. Raya Solo-Sragen KM 11,1 Kebakkramat, Karanganyar, Surakarta, Indonesia. Dengan kapasitas produksi asam asetat sebesar 36.600 ton per tahun (www.acidatama.co.id).

Sedangkan untuk penyedia aseton berasal dari Shell Oil Company, Deer Park Texas USA dengan kapasitas produksi sebesar 166.000 ton per tahun yang diimpor melalui transportasi laut.

Untuk itu dibutuhkan infrastruktur transportasi yang memadai berupa pelabuhan dan jalur darat untuk memudahkan transportasi bahan baku.

1.3 Tinjauan pustaka

1. Asetat Anhidrat

Asetat anhidrat ((CH₃CO)₂O) merupakan anhidrat dari asam asetat yang struktur antar molekulnya simetris. Asetat anhidrat memiliki berbagai macam kegunaan antara lain sebagai fungisida dan bakterisida, pelarut senyawa organik, berperan dalam proses asetilasi, pembuatan aspirin, dan dapat digunakan dalam industry selulosa asetat untuk menghasilkan serat asetat, plastic serat kain dan lapisan (Celanase,2010).

Kapasitas produksi Amerika untuk produk asetat anhidrat ini cukup besar, yaitu lebih dari 900.000 ton per tahun (Kirk othmer, 1991). Asetat anhidrat merupakan suatu senyawa yang memiliki kegunaan yang sangat bervariasi. Asetat anhidrat digunakan dalam pembuatan *cellulose acetate*, serat asetat, obat obatan, aspirin, dan berperan sebagai pelarut dalam penyiapan senyawa organik (Kurniawan,2004).

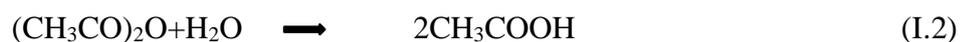
Beberapa reaksi yang dapat terjadi pada asetat anhidrat adalah

(Celanase, 2010):

a. Asetilasi



b. Hidrolisis menjadi asam asetat



c. Amonolisis menjadi acetamida



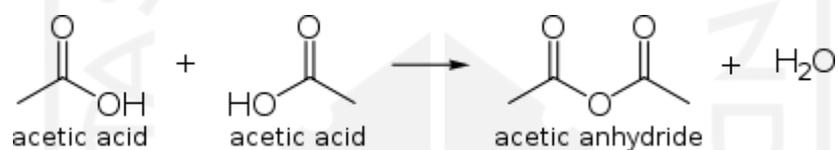
d. Alkoholisis menjadi ester



e. Pembentukan ketone melalui Friedel-Crafts acylation



f. Reaksi kondensasi (Perkin)



Asetat Anhidrat dihasilkan melalui reaksi kondensasi asam asetat, sesuai persamaan reaksi 25% asam asetat di dunia digunakan pada proses ini. Asetat anhidrat mengalami hidrolisis dengan pelan pada suhu kamar, membentuk asam asetat. Ini adalah kebalikan dari reaksi kondensasi pembentukan asetat anhidrat ; $(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COOH}$

Selain itu, senyawa ini juga bereaksi dengan alkohol membentuk sebuah ester dan asam asetat. Contohnya reaksi dengan etanol membentuk etil asetat dan asam asetat ;



Asetat Anhidrat merupakan senyawa korosif, iritan, dan mudahterbakar. Untuk memadamkan api yang disebabkan anhidrida asetat jangan menggunakan air, karena sifatnya yang reaktif terhadap air. Karbon dioksida adalah pemadam yang disarankan. Fungsi asetat anhidrat di industri adalah sebagai pelarut bahan kimia organik, terutama

digunakan dalam produksi selulosa asetat, industri farmasi, pembuatan filter rokok plastik, pewarna, pestisida, rempah-rempah, dan industri *polishing* logam. Karena kegunaannya sebagai pelarut organik, maka asetat anhidrat juga banyak digunakan untuk kegiatan di laboratorium.

2. Pemilihan Proses

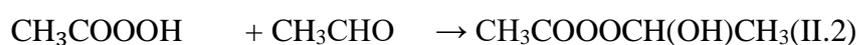
Asetat anhidrat dapat diproduksi secara massal (skala industri) dari beberapa macam proses (Kurniawan, 2004), sebagai berikut:

A. Oksidasi asetaldehid

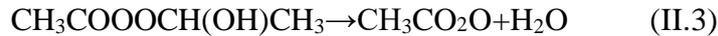
Asetat anhidrat dapat disiapkan dengan oksidasi langsung dari asetaldehid dengan menggunakan pelarut asam asetat dan katalis kobalt asetat serta tembaga asetat sebagai agen pendorong. Asetaldehid diumpungkan ke dalam reaktor bersama dengan udara. Reaksi dijalankan pada suhu 60°C dengan tekanan 1 atm atau pada suhu 70 °C dengan tekanan 6 sampai dengan 7 atm. Kondisi tersebut menghasilkan *peracetic acid*. *Peracetic acid* bereaksi dengan asetaldehid membentuk *acetaldehyde monoperoxyasetate*. *Acetaldehyde monoperoxyasetate* inilah yang akan membentuk asetat anhidrid, asam asetat dan air. Persamaan reaksi yang terjadi adalah:



(*peracetic acid*)



(*acetaldehyde monoperoxyasetate*)



Dengan proses tersebut, konversi asetaldehida adalah 95% sedangkan *yield* asetat anhidrat terhadap asam asetat adalah 0.5 dalam rasio massa. Proses oksidasi ini relatif sederhana, teknologi yang digunakan cukup efektif namun tingkat korosifnya sangat tinggi. Sumber teknologi ini berasal dari pabrik kimia Kanada, yaitu Sha Winigan.

B. Metode Ketene

1. Dekomposisi asam asetat

Pada kondisi operasi 700-750 °C, tekanan 0,2-0,3 atm dan 0,2-0,3 % trietil fosfit sebagai katalis, asam asetat akan mengalami dehidrasi (secara pirolisis) dan menghasilkan produk ketene. Konversi asam asetat mencapai sekitar 85-90 % dan selektivitas ketene sebesar 90-95%. Persamaan reaksinya adalah :



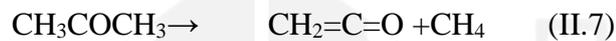
Tahap kedua, ketene yang sudah terbentuk bereaksi dengan asam asetat membentuk asetat anhidrat. Kemudian hasil yang didapat, dipisahkan dengan cara distilasi untuk memisahkan asetat anhidrat dengan air yang terbentuk dan asam asetat yang belum terkonversi (sisa). Konversi ketene mencapai 100%. Sumber teknologi ini berasal dari pabrik kimia Jerman bernama Wacher. Persamaan reaksinya adalah sebagai berikut:



Kekurangan dari proses ini adalah prosesnya yang membutuhkan tekanan vakum dan waktu tinggal di reaktor yang sangat singkat pada tahap pembuatan ketene.

2. Dekomposisi aseton

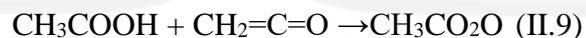
Tahap pertama adalah reaksi *cracking* dari aseton pada tekanan atmosferis bersuhu 700-800 °C tanpa katalisator. Persamaan reaksinya sebagai berikut :



Reaksi samping yang mungkin terjadi adalah:



Pada tahap kedua, gas keluar dari *furnace* dikontakkan dengan asam asetat glasial cair sehingga terbentuk campuran uap dan cairan. Campuran tersebut kemudian dimasukkan ke dalam *quenching* reaktor. Reaktor dioperasikan pada suhu 80°C dengan tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadi di reaktor adalah:



Hasil yang didapatkan, yaitu metana dan sisa aseton dipisahkan dengan cairan (asetat anhidrat dan asam asetat). Sedangkan pengambilan asetat anhidrat setelah dilakukan distilasi untuk memisahkan asam asetat dan asetat anhidrat.

Keuntungan proses ini adalah tidak diperlukannya katalisator dalam proses, dan hasilnya mudah dipisahkan. Hasil samping yang diperoleh adalah gas metana yang dapat dijual atau digunakan sebagai bahan bakar.

C. Karbonilasi Metil Asetat

Asetat anhidrat dapat dibuat dengan karbonilasi metil asetat dengan cara yang sama dengan karbonilasi metanol menjadi asam asetat. Metanol dan asam asetat dilarutkan dalam katalis asam sulfat untuk menghasilkan metil asetat. Kondisi operasinya tekanan atmosferis dan bersuhu 65-85 °C akan menghasilkan konversi sebesar 100%. Kemudian, metanol dan metil asetat bereaksi dengan karbon monoksida dan metana yang dilarutkan dalam campuran katalis iodine- rhodium atau dalam katalis nikel. Karbonilasi (penambahan karbon monoksida) metanol dan metil asetat akan menghasilkan asam asetat dan asetat anhidrat pada kondisi operasi sekitar 180 °C dengan tekanan 2,55 MPa. Persamaan reaksinya sebagai berikut :



PEMILIHAN PROSES

Tabel 1.4. Perbandingan Proses

Proses aspek	Oksidasi Asetaldehid	Karbonilasi Metil Asetat	Proses Ketene	
			Dekomposisi asam asetat	Dekomposisi Aseton
Katalis	Tembaga	Iodine-rhodium / Nikel	Trietil fosfat	Tidak diperlukan
Fase reaksi	Cair-Gas	Cair-Cair	Gas-Cair	Gas-Cair
Suhu reaksi	70 °C	180 °C	700-750 °C	700-800 °C
Produk samping yang komersil	Tidak ada	Tidak ada	Tidak ada	Gas metana
Konversi	95%	100%	85-90%	90-99%
Kemurnian	(Belum diketahui)	(Belum diketahui)	95-99 %	98-99%

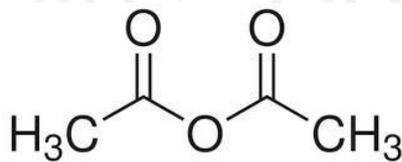
Proses yang dipilih pada proses ini adalah pembuatan asetat anhidrat dengan proses ketena dari dekomposisi aseton. Alasan pemilihan proses ini adalah karena proses ini tidak perlu menggunakan katalis, menghasilkan asetat anhidrat dengan tingkat kemurnian yang lebih tinggi, dan dengan proses ini juga dapat dihasilkan produk samping yang dapat dijual secara komersil yaitu berupa metana.

BAB 2

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Asetat anhidrat ((CH₃CO)₂O) merupakan larutan aktif, tidak berwarna, serta memiliki bau yang tajam (berbau cuka) karena reaksinya dengan kelembapan di udara membentuk asam asetat. Asetat anhidrat mempunyai nama IUPAC etanoil etanoat dan disingkat sebagai Ac₂O, adalah salah satu anhidrida asam paling sederhana. Asetat anhidrat merupakan suatu senyawa yang memiliki kegunaan yang sangat bervariasi. Asetat anhidrat digunakan dalam pembuatan *cellulose acetate*, serat asetat, obat-obatan, aspirin, dan berperan sebagai pelarut dalam penyiapan senyawa organik (Kurniawan, 2004). Anhidrida asetat merupakan senyawa korosif, iritan, dan mudah terbakar. Untuk memadamkan api yang disebabkan anhidrida asetat jangan menggunakan air, karena sifatnya yang reaktif terhadap air.



Gambar 2. 1 Struktur Asetat Anhidrat (Celanase, 2010)

Tabel sifat-sifat fisis asetat anhidrat sebagai berikut.

Tabel 2. 1 Sifat Fisis Asetat Anhidrat

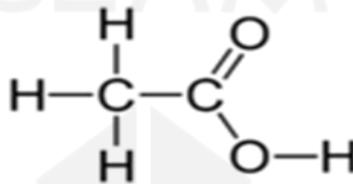
Keterangan	Sifat Fisis
Rumus Molekul	$C_4H_6O_3$
Berat Molekul	102,09
Wujud	Cair
Warna	Tak Berwarna
Densitas	1,05 gram/ml
Densitas Udara	3.5
Tekanan Udara	4 mmHg (pada 20 °C)
Titik Didih	140 C (pada 760mmHg)
Titik Beku	-73°C
Specific Gravity	1.08 g/cm ³
Viskositas 15 °C	0,97 mPa. S
Tekanan kritis	46,18atm
Suhu kritis	296°C
Kemurnian	99%
Sifat Bahan	Korosif

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Bahan Baku

Bahan baku utama pembuatan asetat anhidrat yaitu asam asetat dan aseton.

1. Asam Asetat (CH_3COOH)

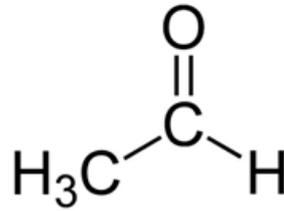


Gambar 2. 2 Struktur Asam Asetat

Keterangan	Sifat Fisis
Rumus Molekul	$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$
Berat Molekul	60,05 gr/ml
Titik Didih	118,1°C
Titik Beku	16,6°C
Densitas pada 20°C	1,05 gram/ml
Viskositas	1,22 mPa s
Tekanan Uap	0,02 atm
Suhu kritis	21,67°C
Fase	Cair
Kemurnian	99,8%
Sifat bahan	Tidak berbau, berasa, dan berwarna

Tabel 2. 2 Sifat Fisis Asam Asetat (Kirk Othmer, 1993)

2. Aseton

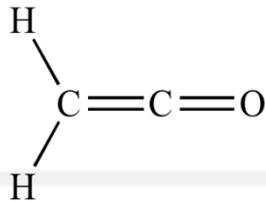


Gambar 2. 3 Struktur Aseton

Keterangan	Sifat Fisis
Rumus Molekul	C ₃ H ₆ O
Berat Molekul	58,08 gr/ml
Titik Didih	56,0°C
Titik Beku	-94,6°C
Suhu Kritis	235°C
Tekanan Uap	0,23 atm
Densitas	0,79 gram/ml (pada 25 °C)
Kemurnian	99,5 %
Fase	Cair

Tabel 2. 3 Sifat Fisis Aseton (Kirk Othmer, 1993)

3. Ketene



Gambar 2. 4 Struktur Ketene

Keterangan	Sifat Fisis
Rumus Molekul	CH ₂ CO
Berat Molekul	42,037 g / mol
Titik Didih	-56,1 °C
Titik Lebur	-150,5 °C
Titik Nyala	-107 °C
Massa Jenis	1,93 g / cm ³
Tekanan Uap	> 1 atm (20 °C)
Fase	Cair
Sifat bahan	Berbau tajam, dan tak berwarna, larut dalam air

Tabel 2. 4 Sifat Fisis Ketena

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik fenol ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu, sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa asam asetat dan aseton serta bahan-bahan pendukung dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik. Pengujian kualitatif dan kuantitatif dilakukan untuk mengetahui kualitas dari bahan baku yang akan digunakan dengan metode *sampling* bahan.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Untuk menjaga kelancaran proses, maka perlu dilakukan pengendalian atau pengawasan bahan selama proses berlangsung. Pengendalian tersebut meliputi jumlah bahan baku, *pretreatment*, kontrol suhu, kontrol tekanan, kontrol laju alir, serta kondisi alat yang digunakan. Selain itu aspek pengawasan yang perlu diamati adalah keadaan bahan dan reaksi yang ditimbulkan, standar operasional mesin produksi dan keadaan produk akhir sebelum *finished good* disimpan di gudang maupun kelayakan pemasaran atau konsumsi.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi Asetat Anhidrat. Untuk memperoleh kualitas produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara system control sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan. Pengendalian kualitas yang dimaksud di sini adalah pengawasan produk terutama Asetat Anhidrat pada saat akan dipindahkan dari tangki penyimpanan ke alat transportasi distribusi. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada maka perlu dilakukan uji densitas, viskositas, volatilitas, kemurniaan produk dan komposisi komponen produk. Pengendalian mutu ini terus dilaksanakan hingga produk habis masa kadaluarsa.

BAB 3

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Pada proses produksi asetat anhidrat dengan menggunakan proses dekomposisi aseton terbagi menjadi beberapa tahap yaitu :

3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap pertama yaitu persiapan bahan baku, dimana tahap persiapan bahan baku ini digunakan untuk menyimpan bahan baku yang berupa aseton dan asam asetat sebelum dilanjutkan pada tahap proses produksi. Bahan baku tersebut disimpan didalam tangki penyimpanan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

3.1.2 Proses

Proses ini dimulai dari aseton cair dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm dari tangki penyimpanan. Sebelum dialirkan kedalam *Vaporizer* untuk diuapkan, aseton terlebih dahulu dipompa. Kemudian setelah menguap, aseton dimasukkan kedalam *Knock Out Drum* yang berfungsi untuk memisahkan antara aseton uap dan aseton cair. Selanjutnya untuk aseton cair yang tidak teruapkan akan dikembalikan kedalam *Vaporizer*. Kemudian gas aseton tadi dipanaskan kedalam *furnace* sehingga aseton terdekomposisi menjadi Ketena dan Metana pada suhu 705°C.

Bahan selanjutnya yaitu asam asetat cair dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm dari tangki penyimpanan dialirkan kedalam reaktor.

Di reactor tersebut dengan suhu 80°C dan tekanan 1 atm dilakukan proses *quenching* yang bertujuan untuk membentuk asetat anhidrat. Perbandingan mol ketena dan asam asetat memasuki reaktor adalah 1 : 6 . Sehingga konversi reaksi ketena mencapai 100%.

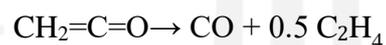
3.1.3 Tahap Reaksi

1. Reaksi Dekompisisi Aseton

Reaksi *cracking* dari aseton terjadi didalam *furnace* dengan tekanan atmosferis bersuhu 700-800 °C tanpa katalisator. Reaksi dekomposisi aseton yang terjadi yaitu :



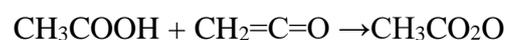
Reaksi samping yang mungkin terjadi adalah:



(Kurniawan, 2004)

2. Reaksi Pembentukan Asetat Anhidrat

Asam asetat cair dialirkan kedalam reaktor dan bertemu dengan gas ketene. Campuran tersebut kemudian bereaksi didalam *quenching* reaktor. Kondisi operasi pada reaktor ini dengan suhu 80 °C dan tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadi didalam reaktor sebagai berikut :



Cairan asam asetat dan asetat anhidrat dipisahkan dengan gas metana dan aseton. Sehingga asetat anhidrat dan asam asetat yang tersisa dari reaktor tersebut akan dialirkan menuju kolom destilasi untuk dipisahkan dan akan memperoleh asetat anhidrat dengan kemurnian 99%.

3.2 Spesifikasi Alat Proses

3.2.1 Vaporizer (VP-01)

Tugas	: Menguapkan aseton dari Tangki Penyimpanan T-02 dan aseton recycle sebanyak 3026,6311 kg/jam
Jenis	: <i>Shell & tube vaporizer</i>
Kondisi operasi :	
Suhu	: 56,2°C
Tekanan	: 1 Atm

Spesifikasi Vaporizer :

<i>Shell</i>	: ID	: 23 1/4 in
	<i>Baffle space</i>	
	<i>pass</i>	: 5 4/5 in
		: 4 passes
<i>Tube</i>	: OD	: 1/2 in
	BWG	: 12

panjang : 3,6575 m

pitch : 1 in *square*

jumlah : 324 buah

pass : 2 passes

Jenis Pemanas : *Steam*

Bahan : *Carbon steel SA 135 gradeB*

Jumlah : 1

Harga : US\$ 112.947

3.2.2 Furnace (F-01)

Tugas : Memanaskan aseton fase gas yang keluar dari *Knock Out Drum* KO-01 sebanyak 3026.6311 kg/jam dari 56,2 °C hingga 705 °C.

Jenis : *Fire-box furnace*

Kondisi operasi:

Suhu Masuk : 56,2 °C

Suhu Keluar : 705 °C

Tekanan : 1 atm

Bahan bakar : Hasil atas KO-02

Spesifikasi Furnace:

Box : Panjang : 6,7056 m

Lebar : 2,3432 m

Tinggi : 1,6574 m

Tube : ID : 4,026 in

Spacing Ratio : 1,5

Jumlah : - Baris Vertikal : 10 buah

- Baris Horizontal : 14 buah

Stack : ID Cerobong : 72 in

Tinggi : 8,5664 m

Bahan : Stainless Steel SA 167 Grade 10

Jumlah : 1

Harga : US\$ 347.783

3.2.3 Reaktor (R-01)

Tugas : Mereaksikan asam asetat dengan ketene menjadi asetat anhidrat sebagai produk dari pabrik ini.

Jenis : Reaktor gelembung dengan coil pendingin

Kondisi operasi :

Suhu : 80°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi Reaktor:

Volume : 37.183,2769 liter

Tinggi total : 8,1118 m

Diameter : 3,5051 m

- *Shell* : Tinggi : 7,0101 m
Tebal minimum : 0,136534 in
- *Head* : Jenis : *Torispherical dishead*
Tinggi : 0,5509 m
Tebal minimum : 0,3297in

Spesifikasi Coil :

- Jenis pendingin : Air (H₂O)
- Diameter Dalam : 2,469 in
- DiameterLuar : 2,88 in
- Panjang Pipa : 47,1426 m
- Jumlah Lilitan Koil : 7 lilitan
- TinggiKoil : 0,6584 m
- Waktu Tinggal : 1,1816 Jam
- Jumlah : 1 buah
- Bahan Konstruksi : *Stainless steel SA 167 grade 10*
- Harga : US\$ 418.492

3.2.4 Menara Destilasi (MD-01)

Tugas : Memisahkan asetat anhidrat dengan asam asetat dari campuran hasil reaktor R-01 sebanyak 11942,5225 kg/jam.

Jenis : *Sieve Tray*

Kondisi operasi :

Suhu Umpan : 124,2394 °C

Suhu Atas : 118,1861 °C

Suhu Bawah : 138,2638 °C

Tekanan umpan : 1 atm

Tekanan distilasi : 1 atm

Tekanan bottom : 1 atm

Spesifikasi menara distilasi :

Seksi *rectifying* : 4 plate

Seksi *stripping* : 8 plate

Tinggi menara : 13,42 m

Diameter *Enriching* : 2,12 m

Diameter *Stripping* : 1,11 m

Tebal *shell* : 0,19 in

Tebal *head* : 0,25 in

Jumlah : 1 unit

Bahan : *Stainless steel SA 167 grade10*

Harga : US\$ 173.068

3.2.5 Condensor (CD-01)

Tugas : Mengembunkan aseton gas dari campuran gas

keluaran atas reaktor (R-01) sebanyak
484,2610kg/jam

Jenis : *Sheel and Tubecondenser*

Kondisi operasi :

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi Condensor:

Shell :ID : 15 1/4 in

Buffle : 7 5/8 in

Flow area : 0,2019 ft²

Pressure drop : 6,64499E-10 psi

Tube :ID : 0,62 in

OD : 0,75 in

Flow area : 1,5726ft²

Pressure drop : 0,0080 psi

Panjang pipa : 4,8768 m

Jenis Pengembun : Air(H₂O)

Bahan : *Stainless steel SA 167 grade10*

Jumlah : 1

Harga : US\$ 23.295

3.2.6 Reboiler (RB-01)

Tugas : Menguapkan sebagian hasil bawah MD-01
untuk mensuplai panas pada MD-01.

Jenis : *Kettle Reboiler*

Kondisi operasi:

Suhu Pemanas : Steam bersuhu 250°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi Reboiler:

- *Outer* : ID : 3,068 in
OD : 3,5 in
- *Inner* : OD : 2,38 in
ID : 2,067 in

Bahan : *Stainless steel SA 167 grade10*

Jumlah : 1

Harga : US\$36.120

3.2.7 Condensor Menara Destilasi (CD-02)

Tugas : Mengembunkan sebagian uap dari puncak MD-01 sebanyak 8823,0978 kg/jam untuk dikembalikan sebagai refluks dan diambil sebagai distilat.

Jenis : *Shell and tube condenser.*

Kondisi operasi:

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

Shell : ID : 15 1/4 in

Baffle : 7 5/8 in

Flow area : 278,630 ft²

Pressure drop : 0,0922 psi

Tube : ID : 0,652 in

OD : 0,75 in

Flow area : 0,3178 ft²

Pressure drop : 0,0618 psi

Panjang pipa : 3,6576 m

Jenis Pendingin : Air(H₂O)

Bahan	: <i>Stainless steel</i> SA 167 grade 10
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 34.237

3.2.8 Accumulator (Acc-01)

Tugas	: Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara distilasi untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan alirankeluar.
Jenis	: Tangki silinder horizontal
Kondisi Operasi:	
	Suhu : 80°C
	Tekanan Masuk : 1 atm
	Tekanan Keluar : 2 atm
Spesifikasi	:
	Waktu tinggal : 5 menit
	Volume tangki : 1,2167 m ²
	Diameter : 14,4782 in
	Tebal shell : 0,1875 in
	Tebal head : 0,1875 in
	Tinggi head : 0,1182 m
	Tinggi total tangki : 2,4429m
Bahan	: <i>Stainless steel</i> SA 167 grade10
Harga	: US\$ 12.354

3.2.9 Tangki

Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki

Nama Alat	Tangki Penyimpanan Asam Asetat (T-01)	Tangki Penyimpanan Aseton (T-02)	Tangki Penyimpanan Produk Asetat Anhidrat (T-03)
	Menyimpan asam asetat sebagai umpanmasuk.	Menyimpan aseton sebagai umpan masuk.	Menyimpan produk akhir berupa asetat anhidrat.
Jenis	Tangki silinder tegak dengan <i>Conical roof</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>Torispherical dishead head</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>Torispherical dishead head</i>
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304	Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304	Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304
Kondisi Operasi	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm
	Suhu : 30°C	Suhu : 30°C	Suhu : 30°C
Waktu Tinggal	14 hari	30 hari	14 hari
Spesifikasi	Kapasitas Perancangan : 865,6930 m ³	Kapasitas Perancangan : 2709,3738 m ³	Kapasitas Perancangan : 1170,0839 m ³
	Diameter tangki : 15,2400 m	Diameter tangki : 13,2017 m	Diameter tangki : 9,9788 m
	Tinggi tangki : 15,5356 m	Tinggi tangki : 19,8026 m	Tinggi tangki : 14,9682 m
	Tebal <i>head</i> : 0,00635 m	Tebal <i>shell</i> : 3/16 in	Tebal <i>shell</i> : 3/16 in
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	US\$ 915.930	US\$ 565.548	\$ 395.315

3.2.10 Knockout Drum (KO)

Tabel 3. 2 Spesifikasi Knockout Drum

Nama Alat	Knockout Drum-01(KO-01)	Knockout Drum-02 (KO-02)
Fungsi	Memisahkan uap dan cairan aseton yang keluar dari Vaporizer(VP-01).	Memisahkan uap dan cairan yang keluar dari condensor (CD-01).
Jenis	Tangki silinder vertical	Tangki silinder vertical
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C	Carbon Steel SA 283 Grade C
Kondisi Operasi	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm
	Suhu : 56,2 °C	Suhu : 30°C
Spesifikasi <i>sheel</i>	Diameter : 24 in	Diameter : 14 in
	Tinggi : 1,9549 m	Tinggi : 1,429 m
	Tebal : 0,1875 in	Tebal : 0,7287in
Spesifikasi <i>head</i>	Jenis : <i>Elliptical DisheadHead</i>	Jenis : <i>Elliptical DisheadHead</i>
	Tebal: 0,1875 in	Tebal: 0,6372 in
	Tinggi total KO: 2,2015 m	Tinggi total KO: 1,4408 m
Jumlah	1 unit	1 unit
Harga	US\$ 32.002	US\$ 25.884

3.2.11 Heat Exchanger

Tabel 3. 3 Spesifikasi Heat Exchanger

Nama Alat	<i>Heater-01 (HE-01)</i>	<i>Cooler-01(CI-01)</i>	<i>Cooler-02(CI-02)</i>
Fungsi	Memanaskan asam asetat <i>fresh feed</i> dan <i>recycle</i> untuk masuk ke reaktor (R-01) dari suhu 30°C menjadi suhu 80°C.	Mendinginkan campuran gas keluaran <i>furnace</i> (F-01) dari suhu 705°C menjadi suhu 80°C.	Mendinginkan campuran Asetat Anhidrat dan Asam asetat keluar dari Reboiler dari suhu 141 °C menjadi suhu 40 °C.
Jenis Alat	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 10</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 10</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 10</i>
Kebutuhan <i>Steam</i> /pendingin	710,8468 kg/jam	12331,6763 kg/jam	11960,2972 kg/jam
Luas Transfer Panas	64,6130 ft ²	32,0989 ft ²	110,0283 ft ²
Spesifikasi <i>Annulus</i>	IPS : 4 in	IPS : 2 in	IPS : 2,50 in
	ID : 4,026 in	ID : 2,067 in	ID : 2,469 in
	OD : 4,50 in	OD : 2,38 in	OD : 2,88 in
	<i>Pressure drop</i> : 0,0010 psi	<i>Pressure drop</i> : 6,0712 psi	<i>Pressure drop</i> : 2,7482 psi
Spesifikasi <i>Inner Pipe</i>	IPS : 3 in	IPS : 1,25 in	IPS : 1,25 in
	ID : 3,068 in	ID : 1,380 in	ID : 1,380 in
	OD : 3,50 in	OD : 1,660 in	OD : 1,66 in
	<i>Pressure drop</i> : 0,0764 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,1725 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,0193 psi
	Panjang pipa : 6,10 m	Panjang pipa : 7,32 m	Panjang pipa : 6,10 m
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	US\$ 19.883	US\$ 20.236	US\$ 19.766

3.2.12 Pompa

Tabel 3. 4 . Spesifikasi Pompa

Nama Alat	Pompa-01 (P-01)	Pompa-02 (P-02)	Pompa-03 (P-03)
Fungsi	Mengalirkan larutan asam asetat FF dari tangki penyimpanan T-01 ke HE-01.	Mengalirkan larutan asam asetat FF + Rdari HE-01 ke Reaktor-01.	Mengalirkan larutan aseton kedalam VP-01.
Jenis Alat	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 grade 10</i>	<i>Stainless Steel SA 167 grade 10</i>	<i>Stainless Steel SA 167 grade 10</i>
Laju Alir	2.147,294708 kg/jam	18.780,52908 kg/jam	11.238,00261 kg/jam
Spesifikasi Pompa	IPS : 1 1/2in	IPS : 1 in	IPS : 2 in
	ID : 1,610in	ID : 1,049in	ID : 2,067 in
	OD : 1,90in	OD : 1,320 in	OD : 2,380 in
	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>
	Luas area : 2,04 in ²	Luas area : 0,864 in ²	Luas area : 3,35 in ²
Spesifikasi pompa	Kapasitas pompa :10,8944 gpm	Kapasitas pompa : 95,2843 gpm	Kapasitas pompa : 57,0168 gpm
	Totalhead : 3,2441 m	Totalhead : 168,5741 m	Totalhead : 28,9724 m
	Putaran spesifik : 1960,4718 rpm	Putaran spesifik: 299,5689 rpm	Putaran spesifik: 868,1443 rpm
	Jenis impeller : Mixed flow	Jenis impeller : Radial flow	Jenis impeller : Radial flow
	Power motor : 0,05 Hp	Power motor : 0,05 Hp	Power motor : 0,25 Hp
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	US\$ 13.648	US\$ 13.648	US\$ 20.942

Nama Alat	Pompa-04 (P-04)	Pompa-05 (P-05)	Pompa-06 (P-06)
Fungsi	Mengalirkan larutan aseton recycle dari KO-01 untuk di recycle sebelum masuk vaporizer.	Mengalirkan larutan asam asetat dan asetat anhidrat ke dalam MD-01.	Mengalirkan larutan asam asetat dan asetat anhidrat dari hasil atas MD-01 untuk direcycle kembali.
Jenis Alat	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i> SA 167 grade 10	<i>Stainless Steel</i> SA 167 grade 10	<i>Stainless Steel</i> SA 167 grade 10
Laju Alir	2.314,123459 kg/jam	15.125,14134 kg/jam	11.326,91712 kg/jam
Spesifikasi Pompa	IPS : 1 in	IPS : 3 in	IPS : 2 1/2 in
	ID : 1,049 in	ID : 3,068 in	ID : 2,469 in
	OD : 1,320 in	OD : 3,50 in	OD : 2,88 in
	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>
Spesifikasi pompa	Luas area : 0,864 in ²	Luas area : 7,38 in ²	Luas area : 4,79 in ²
	Kapasitas pompa : 11,7409 gpm	Kapasitas pompa : 76,738 gpm	Kapasitas pompa : 57,4679 gpm
	<i>Totalhead</i> : 5,3386 m	<i>Totalhead</i> : 78,6574 m	<i>Totalhead</i> : 3,8986 m
	Putaran spesifik: 1400,734789 rpm	Putaran spesifik: 476,1907 rpm	Putaran spesifik: 3922,9078 rpm
	Jenis impeller : Mixed flow	Jenis impeller : Radial flow	Jenis impeller : Mixed flow
Power motor : 0,05 Hp	Power motor : 3 Hp	Power motor : 0,5 Hp	
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	US\$ 13.648	US\$ 26.825	US\$ 20.942

Nama Alat	Pompa-07 (P-07)	Pompa-08 (P-08)	Pompa-09 (P-09)
Fungsi	Mengalirkan larutan aseton dari KO-02 untuk direcycle sebelum masuk vaporizer.	Mengalirkan larutan asetat anhidrat 99% dari hasil bawah MD-01 ke Cooler-03.	Mengalirkan larutan asetat anhidrat dari Cooler-03 ke tangki penyimpanan.
Jenis Alat	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i> SA 167 grade 10	<i>Stainless Steel</i> SA 167 grade 10	<i>Stainless Steel</i> SA 167 grade 10
Laju Alir	1.8521,298767 kg/jam	4.120,74776 kg/jam	3.582,74086 kg/jam
Spesifikasi Pompa	IPS : 1in	IPS : 1 1/2 in	IPS : 1 1/2in
	ID : 1,049in	ID : 1,61 in	ID : 1,61in
	OD : 1,32in	OD : 1,90 in	OD : 1,90in
	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>
	Luas area : 0,864 in ²	Luas area : 2,04 in ²	Luas area : 2,04 in ²
Spesifikasi pompa	Kapasitas pompa : 9,3927 gpm	Kapasitas pompa : 20,9069 gpm	Kapasitas pompa : 18,1773 gpm
	<i>Totalhead</i> : 4,4967 m	<i>Totalhead</i> : 3,8990 m	<i>Totalhead</i> : 3,6796 m
	Putaran spesifik: 1424,9558 rpm	Putaran spesifik: 2365,9823 rpm	Putaran spesifik: 2304,0873 rpm
	Jenis impeller : Mixed flow	Jenis impeller : Mixed flow	Jenis impeller : Mixed flow
	Power motor : 0,05 Hp	Power motor : 0,05 Hp	Power motor : 0,05 Hp
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	US\$ 13.648	US\$ 13.648	US\$ 13.648

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Kapasitas Perancangan

Dalam perancangan pabrik tentu diperlukan adanya penentuan kapasitas produksi pertahunnya. Penentuan kapasitas perancangan pabrik ditentukan berdasarkan beberapa faktor, yaitu : kebutuhan asetat anhidrid di Indonesia, ketersediaan bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal.

Kebutuhan asetat anhidrat di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan dan juga penurunan, hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Karena belum adanya pabrik asetat anhidrat di Indonesia dan semakin banyaknya permintaan asetat anhidrat dari negara lain, maka sebagian besar produksi di ekspor dibanding dengan dikonsumsi sendiri. Hal ini didasarkan pada kebutuhan asetat anhidrat di negara lain lebih besar dibanding kebutuhan di Indonesia.

Kebutuhan asetat anhidrat di Indonesia dan untuk kebutuhan ekspor diperkirakan sebesar 30.000 ton/tahun. Hal ini ditentukan berdasarkan kapasitas pabrik-pabrik asetat anhidrat yang telah berdiri di Asean.

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu:

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS dalam “Statistik Perdagangan Indonesia”, (www.bps.go.id) dikatakan bahwa kebutuhan Asetat Anhidrat di Indonesia dari tahun ke tahun kurang terpenuhi.

Dengan kapasitas tersebut diharapkan :

- a. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengekspor ke negara-negara lain.
- b. Dapat menghemat devisa negara yang cukup besar karena laju import Asetat Anhidrat dapat ditekan seminimal mungkin.

2. Ketersediaan bahan baku

Kontinuitas ketersediaan bahan baku dalam pembuatan Asetat Anhidrat adalah penting dan mutlak yang harus diperhatikan pada penentuan kapasitas produksi suatu pabrik. Diharapkan kebutuhan bahan baku Asam Asetat Glasial dapat diperoleh dari PT Indo Acidatama Tbk yang beralamat di Jalan Raya Solo-Sragen KM 11,1 Kebakramat Karanganyer Surakarta Indonesia dengan kapasitas produksi 36.600 ton/tahun (www.acidatama.co.id, 2017). Kebutuhan Aseton sebagian besar diperoleh dari produsen luar negeri.

Salah satu produsen luar negeri yang memproduksi Aseton ialah Shell Oil Company, Deer Park Texas USA yang kapasitas produksinya

166.000 ton per tahun.

3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

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 itu sendiri.

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 sesuai 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 4

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu yang paling penting dalam pendirian suatu pabrik untuk kelangsungan. Banyak pertimbangan lain yang menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik, antara lain : Faktor Primer yaitu kedekatan dengan bahan baku, kedekatan dengan konsumen, dan mempunyai infrastruktur yang baik. Faktor Sekunder meliputi tersedianya sumber air, mudah diperoleh tenaga kerja, iklim letak geografis baik, harga tanah dan bangunan murah.

Berdasarkan faktor-faktor diatas, maka lokasi pendirian Pabrik Asetat Anhidrat direncanakan berlokasi dikawasan industri Bawen, Semarang, Jawa Tengah. Beberapa pertimbangannya sebagai berikut :

4.1.1 Bahan baku

Bahan baku utama pembuatan asetat anhidrat yaitu asam asetat dan aseton. Penyediaan bahan baku asam asetat berasal dari PT Indo Acidatama Tbk. yang beralamat di Jl. Raya Solo-Sragen KM 11,4 Kemiri Kebakkramat, Karanganyar, Surakarta, Indonesia. Dengan kapasitas produksi asam asetat sebesar 16.500 ton per tahun (www.acidatama.co.id, 2015). Sedangkan untuk penyedia aseton berasal dari Shell Oil Company, Deer Park Texas USA dengan kapasitas produksi sebesar 166.000 ton per tahun yang diimpor melalui

transportasi laut. Untuk itu dibutuhkan infrastruktur transportasi yang memadai berupa pelabuhan dan jalur darat untuk memudahkan transportasi bahan baku.

4.1.2 Transportasi

Transportasi diperlukan untuk mendistribusikan bahan baku, pemasaran hasil produksi dan sebagainya. Pemilihan lokasi pabrik ini terletak di kawasan industri Bawen, Semarang, Jawa Tengah yang berlokasi di tepi jalan tol Semarang-Solo dengan akses langsung ke arteri primer jalan tol yang merupakan jalur pertigaan penghubung kota yaitu Semarang-Solo- Yogyakarta. Selain itu, ketersediaan transportasi laut dan transportasi udara sangat mendukung diantaranya pelabuhan Tanjung mas dan pelabuhan Tanjung Perak serta Bandara Internasional Ahmad Yani. Hal ini akan memudahkan transportasi bahan baku dan produk di Indonesia maupun di luar negeri.

4.1.3 Utilitas

Kebutuhan air bersih dapat diperoleh dari Daerah Aliran Sungai (DAS) Tuntang dan Danau Rawa Pening yang digunakan sebagai sumber air untuk industri. Kebutuhan listrik juga dapat dipenuhi oleh generator dengan memanfaatkan bahan bakar gas produk samping yang berupa gas metan dan sebagainya.

4.1.4 Tenaga kerja

Kebutuhan tenaga kerja diantaranya tenaga kerja profesional dan

non- profesional. Ketersediaan tenaga kerja di Indonesia cukup banyak mengingat jumlah penduduk yang ada di Pulau Jawa relatif tinggi.

4.1.5 Letak geografis

Kondisi iklim di Indonesia yang cukup normal dengan keadaan suhu rata-rata yaitu 30-40°C. Dipertengahan tahun pertama Indonesia mengalami musim kemarau sedangkan pada pertengahan selanjutnya Indonesia mengalami musim penghujan.

Potensi gempa di kawasan industri ini relatif kecil mengingat letak geografis yang jauh dari cincin api (*ring of flame*) dan gunung berapi sehingga dapat dikatakan aman dan proses produksi dapat berjalan lancar.

4.1.6 Biaya untuk lahan pabrik

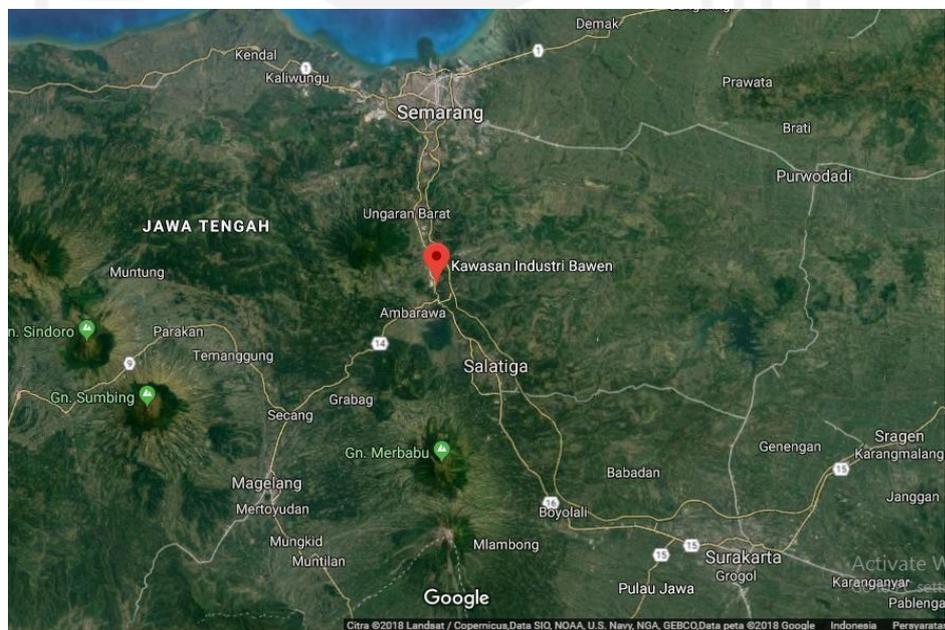
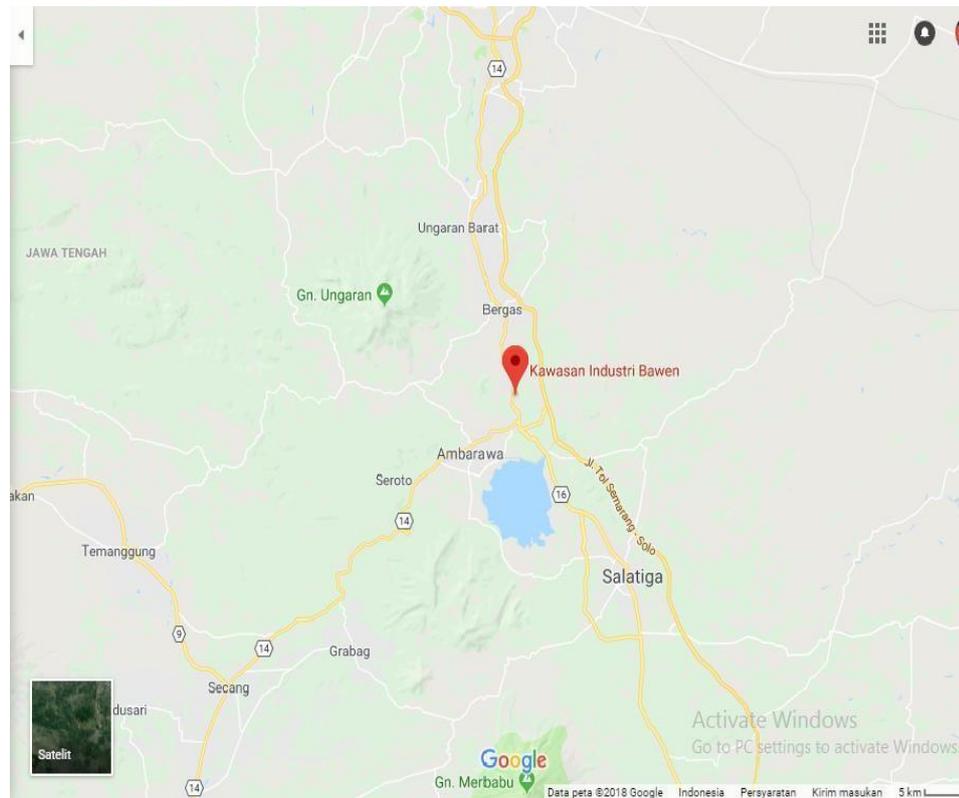
Lahan yang tersedia untuk lokasi pabrik ini masih cukup luas dan harganya yang terjangkau.

4.1.7 Bahan buangan dan kondisi lingkungan

Hasil samping yang dibuang ke lingkungan diolah terlebih dahulu pada sistem utilitas sehingga tidak menyebabkan pencemaran lingkungan.

4.1.8 Kemungkinan perluasan dan ekspansi

Ekspansi pabrik dimungkinkan karena tanah sekitar memang dikhususkan untuk daerah pembangunan industri.



Gambar 4. 1 Tampilan Google Earth Lokasi Pabrik

Tata letak peralatan dan fasilitas suatu rancangan pabrik merupakan syarat terpenting untuk memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik yang meliputi desain sarana pemipaan, fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan dan kelistrikan.

Hal ini secara khusus memberikan informasi yang dapat digunakan terhadap biaya bangunan dan tempat agar diperoleh perhitungan biaya yang terperinci sebelum mendirikan pabrik.

Lokasi dari suatu pabrik merupakan bagian yang sangat terpenting karena dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan. Penentuan lokasi pabrik yang tepat tidak semudah yang diperkirakan, banyak faktor yang dapat mempengaruhinya. Idealnya, lokasi pabrik yang dipilih harus memberikan keuntungan untuk jangka panjang dan dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas pabrik.

Lokasi yang baik akan menentukan hal-hal sebagai berikut :

- Kemampuan untuk melayani konsumen dengan memuaskan.
- Kemampuan untuk mendapatkan bahan mentah yang berkesinambungan dengan harga sampai ditempat cukup murah.
- Kemudahan untuk mendapatkan tenaga karyawan.

Oleh karena itu, pemilihan tempat bagi berdirinya suatu pabrik harus memperhatikan beberapa faktor yang berperan yaitu faktor primer dan faktor sekunder.

A. Faktor Primer

Faktor ini secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik yang meliputi produksi dan distribusi produk yang diatur menurut macam dan kualitasnya. Yang termasuk dalam faktor utama adalah:

1. Pemasaran Produk

Lokasi pabrik harus mendekati dengan keberadaan konsumen. Pemilihan tersebut untuk simplifikasi distribusi dan pemasaran produk. Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses. Dengan pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin untuk kelangsungan pabrik. Dari segi pemasaran, lokasi pabrik yang berdekatan dengan konsumen yang membutuhkan bahan baku asetat anhidrat, misalnya industri farmasi, industri selulosa, penghasil serat asetat, plastic, dan kain. (celanase,2010)

2. Penyediaan bahan baku

Idealnya, sumber bahan baku tersedia dekat dengan lokasi pabrik. Hal ini lebih menjamin penyediaan bahan baku, setidaknya dapat mengurangi keterlambatan penyediaan bahan baku, terutama untuk bahan baku yang berat. Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku adalah :

- Lokasi sumber bahanbaku
- Besarnya kapasitas bahan baku dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya

- Cara mendapatkan bahan baku dan cara transportasinya
- Harga bahan baku serta biaya pengangkutan
- Kemungkinan mendapatkan sumber bahan baku yang lain

3. Fasilitas Pengangkutan

Pertimbangan-pertimbangan kemungkinan pengangkutan bahan baku dan produk menggunakan angkutan gerbong kereta api, truk, angkutan melalui sungai dan laut dan juga angkutan melalui udara yang sangat mahal.

4. Tenaga Kerja

Tersedianya tenaga kerja menurut kualifikasi tertentu merupakan faktor pertimbangan pada penetapan lokasi pabrik tetapi tenaga terlatih atau *skilled labor* di daerah setempat tidak selalu tersedia. Jika didatangkan dari daerah lain diperlukan peningkatan upah atau penyediaan fasilitas lainnya sebagai daya tarik.

5. Pembangkit tenaga listrik

Pabrik yang menggunakan tenaga listrik yang besar akan memilih lokasi yang dekat dengan sumber tenaga listrik.

B. Faktor Sekunder

Yang termasuk ke dalam faktor sekunder antara lain adalah :

1. Harga tanah dan gedung

Harga tanah dan gedung yang murah merupakan daya tarik tersendiri. Perlu dikaitkan dengan rencana jangka panjang. Jika harga

tanah mahal mungkin hanya dapat diperoleh luas tanah yang terbatas, sehingga perlu dipikirkan untuk membuat bangunan walaupun pembangunan gedungnya lebih mahal.

2. Kemungkinan perluasan

Perlu diperhatikan apakah perluasan dimasa yang akan datang dapat dikerjakan di satu tempat atau perlu lokasi lain, apakah disekitar sudah banyak pabrik lain. Hal ini menjadi masalah tersendiri dalam hal perluasan pabrik di masa mendatang.

3. Fasilitas servis

Terutama untuk pabrik yang relatif kecil yang tidak memiliki bengkel sendiri. Perlu dipelajari adanya bengkel-bengkel di sekitar daerah tersebut yang mungkin diperlukan untuk perbaikan alat-alat pabrik. Perlu juga dipelajari adanya fasilitas layanan masyarakat, misalnya rumah sakit umum, sekolah-sekolah, tempat-tempat ibadah, tempat-tempat kegiatan olahraga, tempat-tempat rekreasi, dan sebagainya.

Untuk pabrik yang besar, mungkin beberapa fasilitas tersebut dapat dilayani sendiri walaupun merupakan beban tambahan. Keuntungannya selain merupakan daya tarik bagi pekerja, juga membantu penjagaan kesehatan fisik dan mental sehingga efisiensi kerja dapat tetap dipertahankan.

4. Fasilitas finansial

Perkembangan perusahaan dibantu oleh fasilitas finansial, misalnya adanya pasar modal, bursa, sumber-sumber modal, bank, koperasi simpan pinjam, dan lembaga keuangan lainnya. Fasilitas tersebut akan lebih membantu untuk memberikan kemudahan bagi suksesnya dalam usaha pengembangan pabrik.

5. Persediaan air

Industri kimia memerlukan unit pendukung yaitu air untuk kebutuhan steam. Karena itu, di daerah lokasi diperlukan adanya sumber air yang kemungkinan diperoleh dari air sungai, danau, sumur, laut.

6. Peraturan daerah setempat

Peraturan daerah setempat perlu dipelajari terlebih dahulu mungkin terdapat beberapa persyaratan atau aturan yang berbeda dengan daerah lain.

7. Masyarakat daerah

Sikap tanggapan dari masyarakat daerah terhadap pembangunan pabrik perlu diperhatikan dengan seksama, karena hal ini akan menentukan perkembangan pabrik di masa yang akan datang. Keselamatan dan keamanan masyarakat perlu dijaga dengan baik. Hal ini merupakan suatu keharusan sebagai sumbangan kepada masyarakat.

8. Iklim di daerah lokasi

Suatu pabrik ditinjau dari segi teknik, adakalanya membutuhkan kondisi operasi misalnya kelembaban, udara, panas matahari, dan sebagainya. Hal ini berhubungan dengan kegiatan pengolahan, penyimpanan bahan baku atau produk. Disamping itu, iklim jugamempengaruhi gairah kerja dan moral para karyawan. Keaktifan kerja karyawan dapat meningkatkan hasil produksi.

9. Keadaan tanah

Sifat-sifat mekanika tanah dan tempat pembangunan pabrik harus diketahui. Hal ini berhubungan dengan rencana pondasi untuk alat-alat, bangunan gedung, dan bangunan pabrik.

10. Perumahan

Bila di sekitar daerah lokasi pabrik telah banyak perumahan, selain lebih membuat kerasan para karyawan juga dapat meringankan invenstasi perumahan karyawan.

11. Daerah pinggiran kota

Daerah pinggiran kota dapat menjadi lebih menarik untuk pembangunan pabrik. Akibatnya dapat timbul aspek desentralisasi industri.

Alasan pemilihan daerah lokasi di pinggiran kota antara lain :

- i. Upah buruh relatif rendah
- ii. Harga tanah lebihmurah
- iii. Servis industri tdak terlalu jauh dari kota

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik yaitu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga didapatkan hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material dari bahan baku menjadi produk.

Desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, *storage* (persediaan) serta bahan alternatif (*areal handling*) dalam posisi yang efisien dan dengan mempertimbangkan faktor-faktor dibawah ini :

- a. Urutan proses produksi.
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akandatang.
- c. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, *steam* proses, tenaga listrik dan bahanbaku.
- d. Pemeliharaan danperbaikan.
- e. Keamanan (*safety*)terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
- f. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan, dan konstruksinya yang memenuhisyarat.
- g. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya tinggi.
- h. Masalah pembuangan limbah cair.

- i. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempatkerja.

Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti:

1. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga mengurangi *material handling*.
2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa agar mempermudah perbaikan dan peralatan yang rusak atau *blowdown*.
3. Mengurangi ongkosproduksi.
4. Meningkatkan keselamatankerja.
5. Mengurangi kerja seminimum mungkin.
6. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebihbaik.

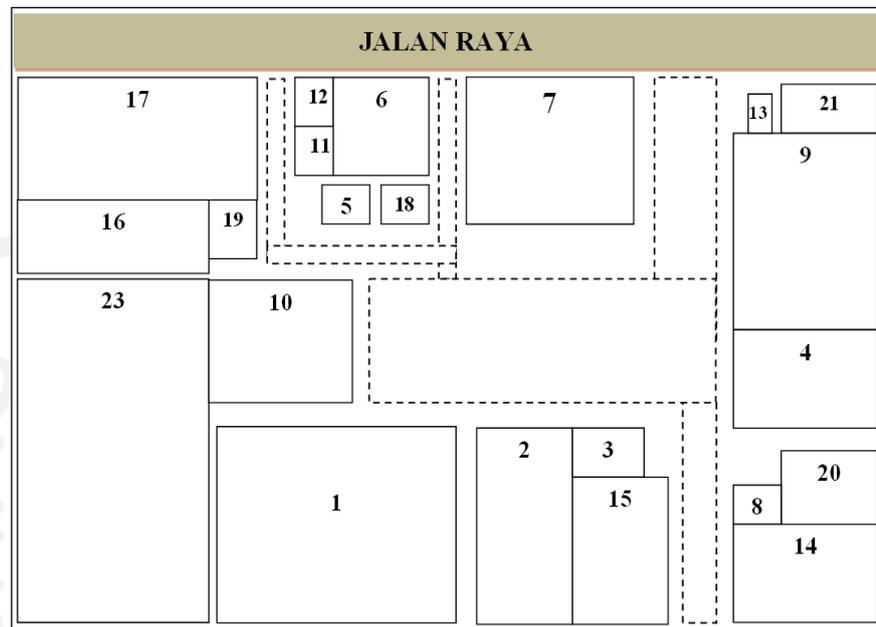
Perincian luas tanah yang digunakan sebagai tempat berdirinya pabrik diuraikan dalam:

Tabel 4. 1 Lokasi Pabrik

No.	Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²
		m	M	m ²
1	Area Proses	50	30	1.500
2	Area Utilitas	40	20	800
3	Bengkel	15	10	150
4	Gudang Peralatan	30	20	600
5	Kantin	8	10	80
6	Kantor Teknik dan Produksi	20	20	400
7	Kantor Utama	35	30	1.050
8	Laboratorium	8	10	80
9	Parkir Utama	40	20	800
10	Parkir Truk	30	25	750
11	Perpustakaan	8	10	80
12	Poliklinik	8	10	80
13	Pos Keamanan	4	4	16
14	Control Room	30	20	600
15	Control Utilitas	30	20	600
16	Area Rumah Dinas	40	15	600
17	Area Mess	50	25	1.250
18	Masjid	12	10	120
19	Unit Pemadam Kebakaran	12	10	120
20	Unit Pengolahan Limbah	20	15	300

21	Taman	8	10	80
22	Jalan	280	5	1.400
23	Daerah Perluasan	80	40	3.200
	Luas Bangunan			9.676
	Luas Tanah			14.656





Gambar 4. 2 Denah Perancangan Pembangunan Pabrik

Skala 1:1000

Keterangan gambar :

- | | |
|-------------------------------|-----------------------------|
| 1. Area Proses | 13. Pos Keamanan |
| 2. Area Utilitas | 14. <i>Control Room</i> |
| 3. Bengkel | 15. <i>Control Utilitas</i> |
| 4. Gudang Peralatan | 16. Area RumahDinas |
| 5. Kantin | 17. Area Mess |
| 6. Kantor Teknik dan Produksi | 18. Mesjid |
| 7. Kantor Utama | 19. <i>Fire and Safety</i> |
| 8. Laboratorium | 20. Unit Pengolahan Limbah |
| 9. Parkir Utama | 21. Taman |

- | | |
|------------------|----------------------|
| 10. Parkir Truk | 22. Jalan |
| 11. Perpustakaan | 23. Daerah Perluasan |
| 12. Poliklinik | |

4.3 Tata Letak Alat Proses

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

1. Aliran bahan baku dan produk

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

2. Aliran udara

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

3. Pencahayaan

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

a. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan *layout* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar

apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

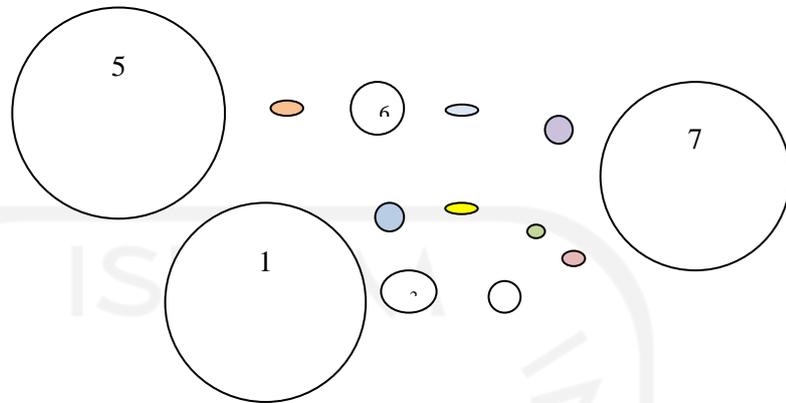
b. Pertimbangan Ekonomi

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

c. Jarak antar alat proses

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

(Vilbrant,1959)



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses

Skala 1 : 500

Keterangan:

- | | | |
|---------------------------|---|------------------|
| 1. Tangki Aseton | ● | : Knock Out Drum |
| 2. Vaporizer | ● | : Heat Exchanger |
| 3. Furnace | ● | : Heat Exchanger |
| 4. Menara Distilasi | ● | : Heat Exchanger |
| 5. Tangki Asam Asetat | ● | : Kondensor |
| 6. Reaktor | ● | : Knock Out Drum |
| 7. Tangki Asetat Anhidrat | | |

4.4 Aliran Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

a. Reaktor

Tabel 4. 2 Neraca Massa Reaktor

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)
Asetat Anhidrat	111,4	3.787,88
Asam Asetat FF	2.223,59	
Asam Asetat R	11.028,8716	11.140,27
Aseton	602,3	602,3
Metana	668,69	668,69
Etilen	64,3388	64,3388
Ketene	1.559,82	
CO	128.4484	128.4484
H ₂ O	8,01	3,0266
Total	16.395	16.395

b. Vaporizer

Tabel 4. 3 Neraca Massa Vaporizer

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)
Aseton R KO -2	602,3262	3.011.49
Aseton R KO -1	2,964	
Aseton FF	2.406,234	
H ₂ O	15,1331	15,129
Total	3.026,6	3.026,6

c. Knock Out Drum 1

Tabel 4. 4 Neraca Massa Knockout Drum

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)
Aseton Uap	3.011.49	3.008,5
Aseton Cair		2,964
H ₂ O	15,129	15,129
Total	3.026,6	3.026,6

d. Furnace

Tabel 4. 5 Neraca Massa Furnace

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)
Aseton	3.008,53	602,3
Metana		668,6937
Etilen		64,3388
Ketene		1.559,8239
CO		128,4484
H ₂ O	15,06	
Total	3.023,6	3.023,6

e. Kondensor

Tabel 4. 6 Neraca Massa Kondensor

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)
Aseton	602,3	602,3
Metana	668,6937	668,6937
Etilen	64,3388	64,3388
CO	128,4484	128,4484
H ₂ O	3,0266	3,0266
Total	1.466,8071	1.466,8071

f. Knock Out Drum 2

Tabel 4. 7 Neraca Massa Knockout Drum 2

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)
Aseton	602,3	602,3
Metana	668,6937	668,6937
Etilen	64,3388	64,3388
CO	128,4484	128,4484
H ₂ O	3,02	3,02
Total	1.466,8071	1.466,8071

g. Menara Distilasi

Tabel 4. 8 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)	
	9	8	10
Asetat Anhidrat	3.787,879	111,4027	3.750
Asam Asetat	11.140,27	11.028,872	37,8787
Total	14.928,15	14.928,15	

4.4.2 Neraca Panas

a. Reaktor

Tabel 4. 9 Neraca Panas Reaktor

Komponen	In (kJ/jam)	Out (kJ/jam)
Asam Asetat	-1.624.731,107	1.353.942,589
Asetat Anhidrat		399.348,986
Aseton	-45.614,35487	45.614,35487
Ketene	-102.624,2848	
Metana	-85.851,69258	85.851,69258
CO	-7.352,9243	7.352,9243
Etilen	-5.812,24067	5.812,24067
Sub total	1.871.986,705	1.897.922,788
Panas Reaksi	2.934.538,5	
Pendingin		2.908.602,5
Total	4.806.525,288	4.806.525,288

b. Vaporizer

Tabel 4. 10 Neraca Panas Vaporizer

Komponen	In (kJ/jam)	Out (kJ/jam)
Aseton	63.928,1544	1.394.903,8834
Panas yang dilepas		-999.785,9900
Total	395.117,8934	395.117,8934

c. Kondensor

Tabel 4. 11 Neraca Panas Kondensor

Komponen	In (kJ/jam)	Out (kJ/jam)
Aseton	27.394,050	15.661,015
Metana	94.385,521	38.050,974
CO	8.998,524	3.589,277
Etilen	4.893,510	1.945,230
Panas yang diambil		-5.261,778
Total	53.984,719	53.984,719

d. Furnace

Tabel 4. 12 Neraca Panas Furnace

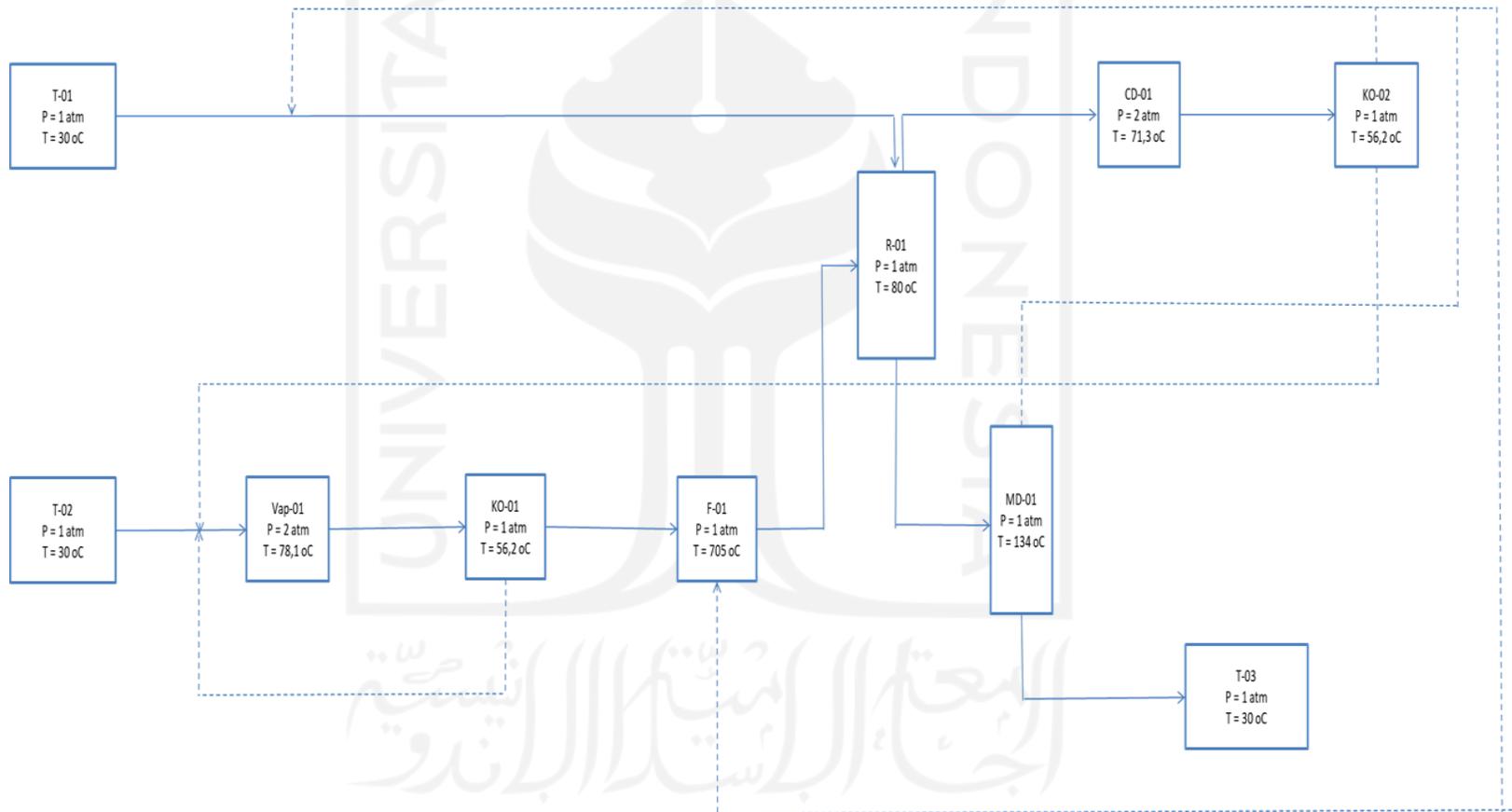
Komponen	In (kJ/jam)	Out (kJ/jam)
Feed		
Aseton	109.458,5243	-42.175,5707
Keluar Furnace		
Aseton	-4.177,8075	1.138.740,7359
Ketene	-15.364,9631	2.074.270,0127
Metana	-15.001,3935	2.025.188,1274
CO	-2.166,1215	102.073,2782
Etilen	-1.083,0608	146.213,2023
Panas reaksi		3.296.234,6742
Fuel gas	8.668.879,2820	
Total	8.740.544,4600	8.740.544,4600

e. Menara Distilasi

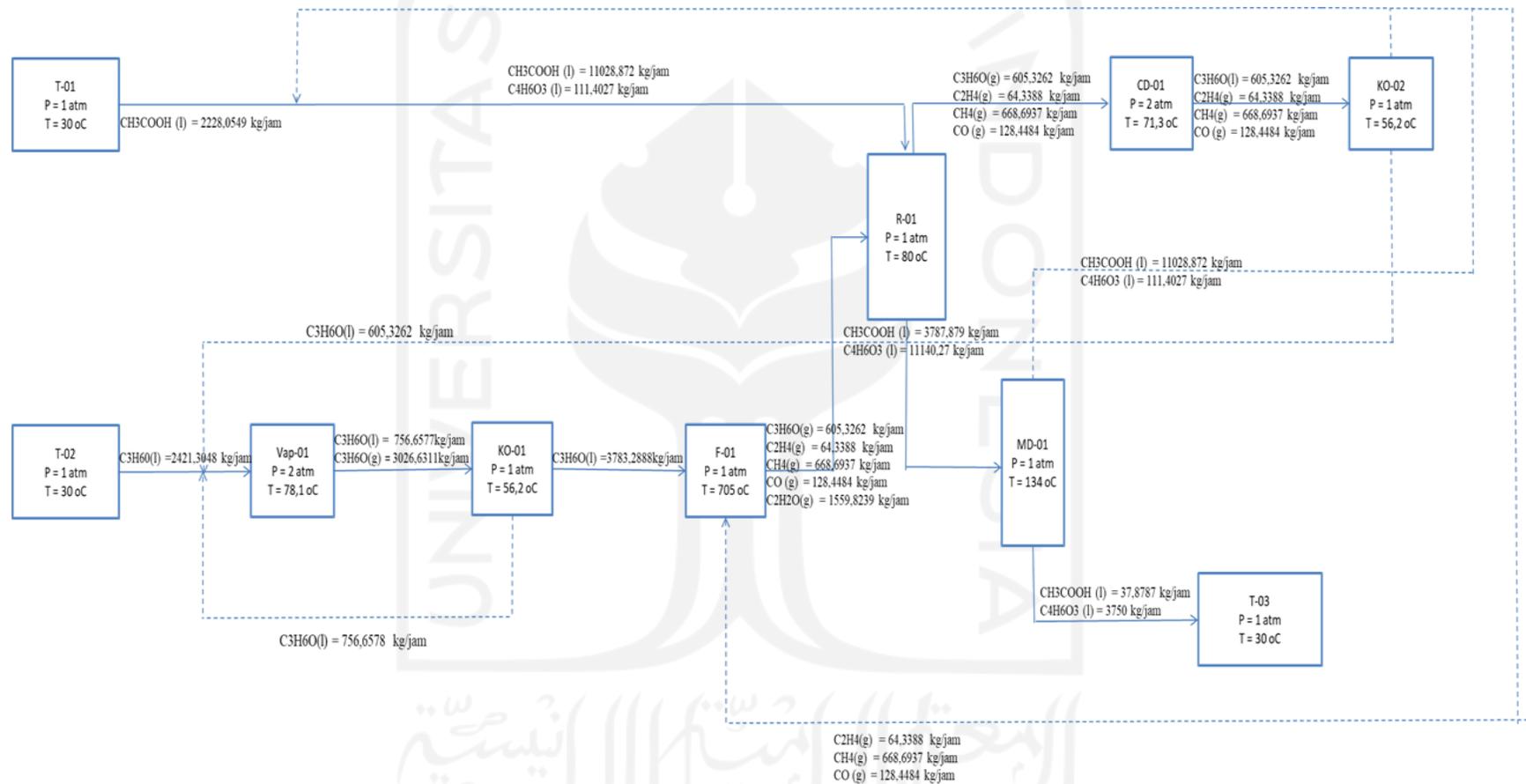
Tabel 4. 13 Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	In (kJ/jam)	Out (kJ/jam)
Distilat		
Asam Asetat	2.508.853,6659	3.110.281,3855
Aseton	26.345,2094	14.710,3582
Bottom		
Asam Asetat		5.814,5864
Aseton		854.687,4226
Panas Reaksi	4.647.812,9171	
Pendingin		3.197.518,0397
Total	7.183.011,7924	7.183.011,7924

4.4.3 Diagram Alir Kualitatif



4.4.4 Diagram Alir Kuantatif



4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian penting yang menunjang berlangsungnya suatu proses dalam suatu pabrik. Unit pendukung proses antara lain: unit penyediaan air (air proses, air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler dan air untuk perkantoran dan perumahan), *steam*, listrik dan pengadaan bahanbakar.

Unit pendukung proses yang dibutuhkan pada prarancangan pabrik ini antara lain meliputi:

1. Unit Pengolahan dan Penyediaan Air
Berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler dan air sanitasi untuk air perkantoran dan air untuk perumahan. Proses pendinginan digunakan di *cooler*.
2. Unit Penyediaan *Steam*
Digunakan untuk proses pemanasan di *Heater*.
3. Unit Penyediaan Bahan Bakar
Berfungsi menyediakan bahan bakar untuk Boiler dan Generator
4. Unit Penyediaan Listrik
Berfungsi sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses maupun penerangan. Listrik diperoleh dari PLN dan Generator *Set* sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.
5. Unit Pengolahan Limbah
Berfungsi untuk mengolah limbah pabrik baik yang berupa padat, cair maupun gas.

1. Unit Pengolahan dan Penyediaan Air (*Water Supply Section*)

A. Unit Penyediaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik Asetat Anhidrat, sumber air yang digunakan berasal dari Sungai Bengawan Solo yang panjangnya sekitar 548,53 km dan mengalir dua provinsi yaitu Jawa Tengah dan Jawa Timur. Untuk menghindari *fouling* yang terjadi pada alat-alat penukar panas maka perlu diadakan pengolahan air sungai. Pengolahan dilakukan secara fisis dan kimia.

Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut :

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan:

- Air Pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai pendingin karena pertimbangan sebagai berikut :

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.

- Mudah pengolahan dan pengaturannya.
 - Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi per satuan volume.
 - Tidak terdekomposisi.
- Air Sanitasi
- Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:
- Syarat Fisika, meliputi:
 - Suhu : Dibawah suhu udara
 - Warna : Jernih
 - Rasa : Tidak berasa
 - Bau : Tidak berbau
 - Syarat Kimia, meliputi:
 - Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
 - Tidak beracun
 - Kadar klor bebas sekitar 0,7ppm.
 - Syarat Bakteriologis:
 - Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri patogen.
- Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

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

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

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

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

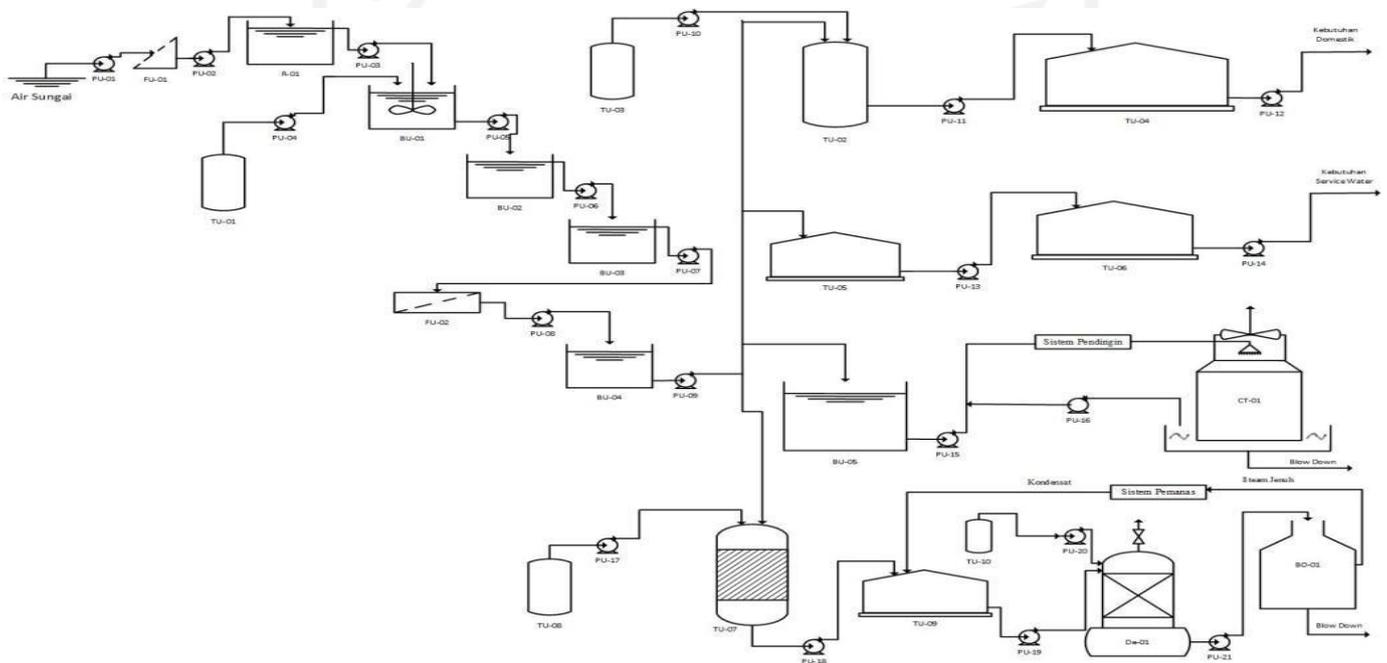
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- Zat yang menyebabkan *foaming*.

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

B. Unit Pengolahan Air

Pada perancangan suatu pabrik dibutuhkan sumber air terdekat yang nantinya akan memenuhi keberlangsungan suatu proses. Dan pada pabrik ini sumber air didapatkan dari sungai terdekat di sekitar daerah pabrik. Berikut diagram alir pengolahan air beserta penjelasan tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :



Gambar 4. 4 Diagram Alir Proses Utilitas

Keterangan :

1. PU : Pompa Utilitas

2. FU-01 : Screening
3. R-01 : Reservoir
4. BU-01 : Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)
5. TU-01 : Tangki Alum
6. BU-02 : Bak Pengendap I
7. BU-03 : Bak Pengendap II
8. FU-02 : Sand Filter
9. BU-04 : Bak Penampung Air Bersih
10. TU-02 : Tangki Klorinasi
11. TU-03 : Tangki Kaporit
12. TU-04 : Tangki Air Kebutuhan Domestik
13. TU-05 : Tangki *Service Water*
14. TU-06 : Tangki Air Bertekanan
15. BU-05 : Bak *Cooling Water*
16. CT-01 : *Cooling Tower*
17. TU-07 : *Mixed-Bed*
18. TU-08 : Tangki NaCl
19. TU-09 : Tangki Air Demin
20. TU-10 : Tangki N₂H₄
21. De-01 : Deaerator
22. BO-01 : Boiler

a. Penghisapan

Air yang diambil dari sungai perlu adanya pemompaan yang

selanjutnya air tersebut dialirkan menuju alat penyaringan (*screen*) untuk proses penyaringan untuk menghilangkan partikel kotoran yang berukuran cukup besar. Setelah tahap *screening* air akan diolah di dalam reservoir.

b. Penyaringan (Screening)

Sebelum air dari sungai akan digunakan sebagai air bersih, maka di proses ini air disaring untuk memisahkan kotoran-kotoran yang berukuran besar, misalnya: daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya. Pada tahap *screening* partikel yang berukuran padat dan besar akan tersaring secara langsung tanpa menggunakan bahan kimia. Sementara untuk partikel yang kecil masih akan terbawa bersama air yang kemudian akan diolah ke tahap pengolahan air berikutnya. Tujuan penyaringan yaitu untuk memisahkan kotoran yang besar agar tidak terikut ke pengolahan selanjutnya, sehingga pada sisi isap pompa perlu dipasang saringan (*screen*) dan ditambah fasilitas pembilas agar meminimalisir alat *screen* menjadi kotor.

c. Penampungan (Reservoir)

Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi. Kotoran kasar yang terdapat dalam air akan mengalami pengendapan yang terjadi karena gravitasi.

d. Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan

zat kimia atau bahan koagulan ke dalam air. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau Aluminium Sulfat ($Al_2(SO_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur ke dalam air. Selain itu kapur juga berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Sedangkan pada proses Flokulasi bertujuan untuk mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.

e. Bak Pengendap 1 dan Bak Pengendap 2

Tujuan dari adanya bak pengendap 1 dan 2 ini adalah mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi). Endapan serta flok yang berasal dari proses koagulasi akan diendapkan pada bak pengendap 1 dan bak pengendap 2.

f. Penyaringan (Sand Filter)

Pada tahap ini terjadi proses filtrasi dimana air yang keluar dari bak pengendap 2 masih terdapat kandungan padatan tersuspensi, sehingga harus di proses ke alat filter untuk difiltrasi.

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , dan lain-lain dengan

menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan ketel (*Boiler Feed Water*).

g. Bak Penampung Air Bersih

Air yang sudah melalui tahap filtrasi sudah bias disebut dengan air bersih. Kemudian air keluaran proses filtrasi akan ditampung dalam bak penampungan air bersih. Dalam hal ini air bersih yang ditampung langsung dapat digunakan sebagai air layanan umum (*service water*) serta untuk air pendingin. Kegunaan air bersih ini juga dapat digunakan untuk *domestic water* dan *boiler feed water*, namun air harus di desinfektanisasi terlebih dahulu menggunakan resin untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ dimana tujuan penghilangan mineral-mineral tersebut untuk menghasilkan air demin yang melalui proses demineralisasi.

h. Demineralisasi

Pada proses demineralisasi bertujuan untuk menyiapkan air yang digunakan untuk *boiler feed water* dan air ini harus murni serta bebas dari kadar mineral-mineral yang terlarut didalamnya. Proses demineralisasi ini dapat dilakukan dengan alat yang terdiri dari penukaran anion (*anion exchanger*) dan kation (*cation exchanger*).

Demineralisasi diperlukan karena air umpan boiler memerlukan syarat- syarat

:

- a. Tidak menimbulkan kerak pada kondisi *steam* yang dikehendaki maupun pada *tube heat exchanger*. Jika *steam* digunakan sebagai pemanas yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silica, hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi, bahkan bisa mengakibatkan boiler tidak beroperasi sama sekali.
- b. Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 .
- c. Bebas dari zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang diambil dari proses pemanasan biasanya menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terjadi akibat adanya alkalinitas yang tinggi.

Pengolahan air di unit demineralisasi, yaitu :

Proses *Cation Exchanger* dan *Anion Exchanger* berlangsung pada Resin *Mixed-Bed*. Resin *Mixed-Bed* adalah kolom resin campuran antara resin kation dan resin anion. Air yang mengandung kation dan anion bila dilewatkan ke Resin *Mixed-Bed* tersebut, kation akan terambil oleh resin kation dan anion akan terambil oleh resin anion. Saat resin kation dan anion telah jenuh oleh ion-ion, resin penukar kation dan anion akan diregenerasi kembali.

a. Anion (*Anion Exchanger*)

Anion Exchanger memiliki fungsi untuk mengikat ion-ion negatif yang larut dalam air dengan resin yang memiliki sifat basa, yang memiliki formula RNOH_3 . Sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. Sebelum di regenerasi anion yang terbentuk di dalam reaksi adalah sebagai berikut :



Ion SO_4^{2-} dapat menggantikan ion OH^- yang ada dalam resin karena selektivitas SO_4^{2-} lebih besar dari selektivitas OH^- . Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut :



Saat resin anion telah jenuh, maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl . Reaksi Regenerasi :



b. Kation (*Cation Exchanger*)

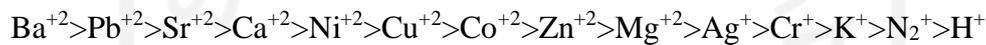
Cation Exchanger merupakan resin penukar kation-kation. Untuk *cation exchanger* berupa resin padat yang sering ada dipasaran yaitu kation dengan formula RSO_3H dan $(\text{RSO}_3)\text{Na}$, dimana pengganti kation-kation yang dikandung dalam air akan diganti dengan ion H^+ atau Na^+ . karena disini kita menggunakan ion H^+ sehingga air akan keluar dari *Cation Exchanger* adalah air

yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi penukar kation :



Ion Mg^{+2} dapat menggantikan ion H^+ yang ada dalam resin karena selektivitas Mg^{+2} lebih besar dari selektivitas H^+ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut :



Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah

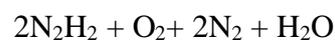
NaCl. Reaksi Regenerasi :



i. Deaerator

Unit Deaerator ini bertujuan untuk menghilangkan gas CO_2 dan O_2 yang terikat dalam feed water. Air yang sudah mengalami demineralisasi biasanya masih ada kandungan gas-gas terlarut terutama CO_2 dan O_2 . Gas-gas tersebut harus dihilangkan dari air karena dapat menimbulkan korosi. Gas-gas tersebut dihilangkan dalam suatu deaerator. Dalam unit deaerator diinjeksikan zat-zat kimia sebagai berikut :

- a. Hidrazin yang berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut:



Berdasarkan reaksi tersebut maka hidrazin berfungsi untuk

menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama O₂ sehingga tidak terjadinya korosi.

Unit Deaerator memiliki fungsi untuk memanaskan air yang keluar dari proses pertukaran ion yang terjadi di alat penukar ion (*ion exchanger*) dan sisa kondensat yang belum dikirim sebagai umpan ketel, pada unit deaerator air dipanaskan hingga suhu mencapai 90°C agar gas-gas yang terlarut dalam air yaitu O₂ dan CO₂ dapat dihilangkan. Hal ini disebabkan gas-gas tersebut dapat menimbulkan suatu reaksi kimia yang dapat menyebabkan terjadinya bintik-bintik yang semakin menebal dan pada akhirnya akan menutupi permukaan pipa-pipa, hal itulah penyebab terjadinya korosi pada pipa-pipa ketel. Dalam hal ini perlu adanya pemanasan yaitu pemanasan dilakukan dengan menggunakan koil pemanas yang ada di dalam deaerator.

C. Kebutuhan Air

a. Kebutuhan service water

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Layanan Umum Meliputi laboratorium, masjid, pemadam kebakaran, kantin, bengkel, dan lain-lain.	700

b. Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
<i>Reaktor 1</i>	34.735,3620
<i>Cooler 1</i>	22.633,5872
<i>Cooler 2</i>	11.960,2972
<i>Condenser 1</i>	897,2990
<i>Condenser 2</i>	46.555,5609
Total	116.782,1064

c. Kebutuhan air steam

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Heat Exchanger	710,8468
Vaporizer	15532,3946
Reboiler	1806,5907
Total	18049,8321

d. Kebutuhan air domestik

Keperluan	Jumlah (kg/jam)
Keperluan kantor	7500
Keperluan Karyawan	554,1367
Total	8.054,1367

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air total} &= (8.054,1367 + 700 + 116.782,1064 + \\ &21.659,7985) \text{ kg/jam} = 147.196,0416 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Unit Penyediaan Steam

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yang dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi Kapasitas : 21.659,7985 kg/jam

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman pengaman yang bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5-11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 153C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, kemudian dialirkan ke steam *header* untuk

didistribusikan ke area-area proses.

3. Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*.

Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 46,728 m³/jam.

4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar mempunyai fungsi untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan *generator*. Jenis bahan bakar yang digunakan untuk generator yaitu solar sebanyak 46,2130 kg/jam. Sedangkan untuk bahan bakar *fuel oil* yang digunakan pada boiler sebanyak 1.604,24 kg/jam. Bahan bakar tersebut diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap.

5. Unit Penyediaan Listrik

Pabrik Asetat Anhidrat kebutuhan listriknya diperoleh dari PLN dan generator diesel. Dimana fungsi generator diesel yaitu sebagai tenaga cadangan saat terjadinya gangguan atau pemadaman listrik oleh PLN.

Berikut spesifikasi generator diesel yang digunakan yaitu:

Kapasitas : 470 Kw

Jumlah : 1 buah

Berikut rincian untuk kebutuhan listrik pabrik :

a) Kebutuhan Listrik untuk alat proses

Tabel 4. 14 Kebutuhan Listrik Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa	P-01	0,0500	37,2850
Pompa	P-02	0,0500	37,2850
Pompa	P-03	0,2500	186,4250
Pompa	P-04	0,0500	37,2850
Pompa	P-05	0,5000	372,8500
Pompa	P-06	0,1300	96,9410
Pompa	P-07	0,0500	37,2850
Pompa	P-08	0,0500	37,2850
Pompa	P-09	0,0500	37,2850
Total		1,1800	879,926

Poweryangdibutuhkan = 879,926 Watt

= 0,8799 kW

b) Kebutuhan Listrik untuk utilitas

Tabel 4. 15. Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,0000	1.491,4000
Blower Cooling Tower	BL-01	100,0000	74.570,0000
Pompa-01	PU-01	15,3223	11.425,8352
Pompa-02	PU-02	15,2730	11.389,0683
Pompa-03	PU-03	14,2229	10.606,0167
Pompa-04	PU-04	0,6472	482,6520
Pompa-05	PU-05	14,4125	10.747,4302
Pompa-06	PU-06	13,6542	10.181,9607
Pompa-07	PU-07	5,9540	4.439,9196
Pompa-08	PU-08	6,6587	4.965,4234
Pompa-09	PU-09	6,8173	5.083,6478
Pompa-10	PU-10	0,0000	0,0031
Pompa-11	PU-11	1,1002	820,4121
Pompa-12	PU-12	1,1002	820,4121
Pompa-13	PU-13	0,0774	57.7272
Pompa-14	PU-14	0,0745	55,5637
Pompa-15	PU-15	3,5791	2.668,9705
Pompa-16	PU-16	3,6223	2.701,1268
Pompa-17	PU-17	23,0573	17.193,8367

Pompa-18	PU-18	2,6635	1.986,2020
Pompa-19	PU-19	1,2825	956,3527
Pompa-20	PU-20	0,1350	100,6433
Pompa-21	PU-21	1,2882	960,5828
Pompa-22	PU-22	12,6945	9.466,3115
Total		245,6370	183.171,4985

Power yang dibutuhkan = 183.171,4985Watt

= 183,1715 kW

a) Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC

- Listrik yang digunakan untuk AC diperkirakan sekitar 15kW
- Listrik yang digunakan untuk penerangan sekitar 100kW

b) Kebutuhan Listrik untuk bengkel dan laboratorium

- Listrik untuk bengkel dan laboratorium sekitar 40 kW

c) Kebutuhan Listrik untuk instrumentasi

- Listrik untuk instrumentasi sekitar 10kW

Berikut rincian kebutuhan listrik pada pabrik Asetat Anhidrat :

Tabel 4. 16 Rincian Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	0,8799
	b. Utilitas	183,1715
2	a. Listrik Ac	15,0000
	b. Listrik Penerangan	100,0000
3	Laboratorium dan Bengkel	40,0000
4	Instrumentasi	10,0000
Total		349,0514

Total kebutuhan listrik untuk keseluruhan proses adalah 349,0514 kW. Dengan faktor daya sebesar 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 436,3143 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

6. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang diperoleh dari pabrik Asetat Anhidrat ini diklasifikasikan adalah cair dangas.

Limbah cair berasal dari :

a. Limbah Sanitasi

Limbah sanitasi pembuangan air yang sudah terpakai untuk keperluan kantor dan pabrik lainnya seperti pencucian, air masak dan lain-lain. Penanganan limbah ini tidak memerlukan penanganan khusus karena seperti limbah rumah tangga lainnya, air buangan ini tidak mengandung bahan-bahan kimia yang berbahaya.

Yang perlu diperhatikan disini adalah volume buangan yang diijinkan dan kemana pembuangan air limbah ini.

b. Air Limbah Laboratorium dan Limbah Cair dari Proses

Secara umum air limbah yang berasal dari setiap kegiatan di pabrik Asetat Anhidrat harus diolah agar dapat dibuang ke lingkungan dengan kisaran parameter air yang sesuai dengan peraturan pemerintah, yaitu :

- COD : maks. 100mg/l
- BOD : maks. 20mg/l
- TSS : maks. 80mg/l
- Oil : maks. 5mg/l
- pH : 6,5 – 8,5

c. Limbah gas yang dihasilkan dalam pabrik ini adalah:

Gas buang yang dihasilkan pabrik ini adalah karbon dioksida. Dalam proses penguapan, bahan seperti karbon dioksida dibutuhkan pengawasan yang ketat agar gas terkondensasi secara sempurna. Kondensasi yang sempurna bertujuan agar gas-gas yang akan diupkan berubah fasa menjadi cair

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

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

Bentuk perusahaan-perusahaan besar, rata-rata menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). Dan bentuk PT ini adalah asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

Bentuk Perusahaan PT dipilih berdasarkan beberapa factor yang mendukung antara lain :

- 1) Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, dikarenakan jika pemegang saham berhenti dari jabatannya maka tidak ada pengaruhnya terhadap direksi, staf maupun karyawan yang bekerja di dalam perusahaan.

- 2) Penjualan saham perusahaan merupakan cara yang tepat untuk mendapatkan modal.
- 3) Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan
- 4) Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur perusahaan yang ditinjau dari berbagai pengalaman, sikap dan caranya mengatur waktu.

4.6.2 Struktur Organisasi

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

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

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

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

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
2. Pendelegasian wewenang.
3. Pembagian tugas kerja yang jelas.
4. Kesatuan perintah dan tanggungjawab.
5. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas - azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem *line* dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

1. Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang - orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unitoperasional.

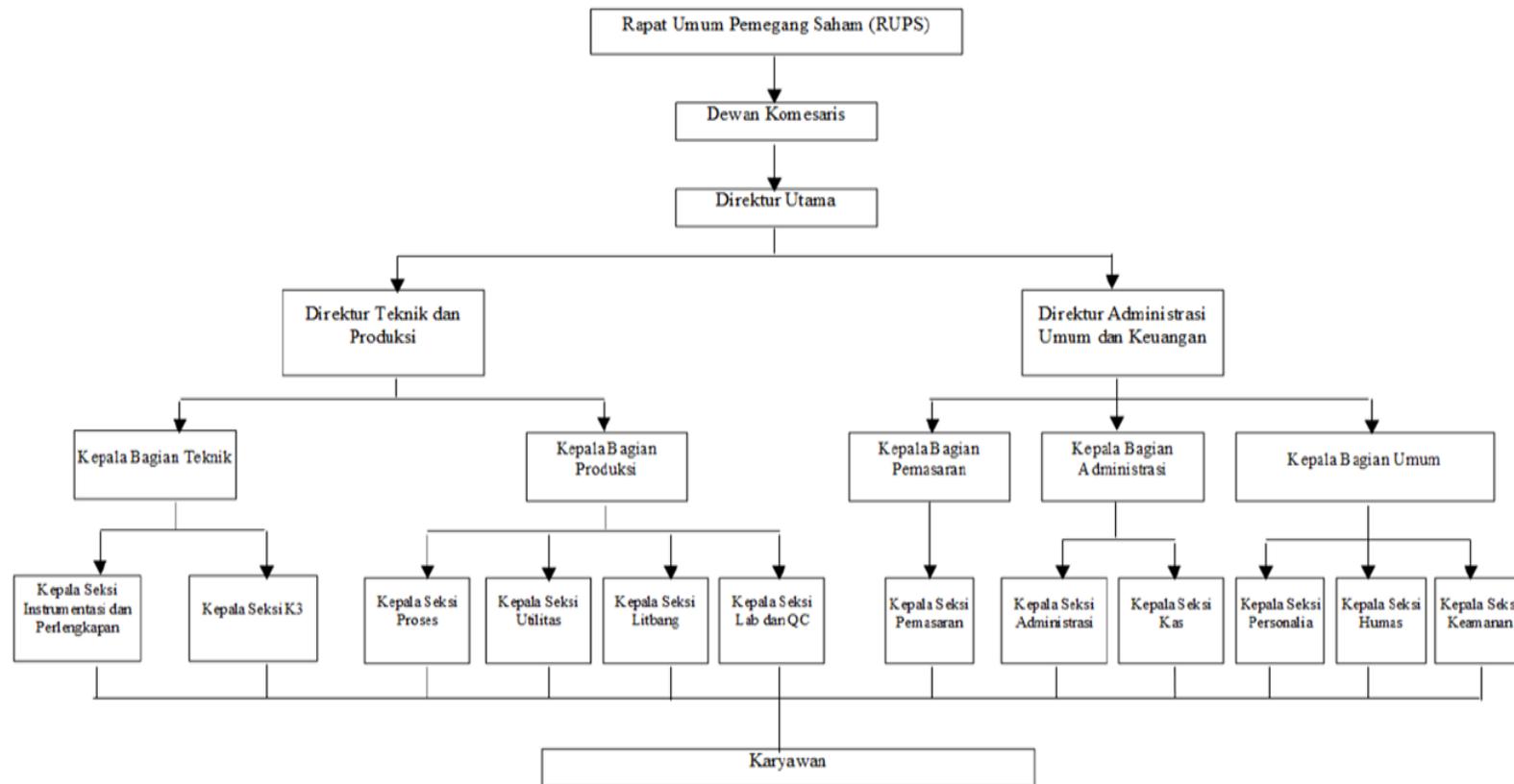
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari - harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Dimana Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi, pengendalian, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang pembelian dan pemasaran, administrasi, keuangan dan umum, serta penelitian dan pengembangan. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggungjawab.

Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akanmembawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing masing seksi. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu

dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
4. Penyusunan program pengembangan manajemen.
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Berikut gambar struktur organisasi pabrik Asetat Anhidrat kapasitas 30.000 ton/tahun.



Gambar 4. 5 Strktur Organisasi Pabrik

Berdasarkan gambar struktur tersebut telah dijelaskan sebelumnya urutan tugas dari masing-masing pekerja yang terikat didalam perusahaan dari jabatan yang teratas sampai yang terbawah.

4.6.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

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

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

b. Dewan Komisaris

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

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

c. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan.

Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur utama membawahi :

1. Direktur Teknik dan Produksi

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

2. Direktur Keuangan dan Umum

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

3. Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang staf ahli meliputi:

- a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- b. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi

perusahaan.

c. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

4. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan.

Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari:

a. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

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

b. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

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

c. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian

Mutu

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

d. Kepala Bagian Produksi

Tugas : Mengawasi terkait pemakaian bahan baku, pemakaian packing material dengan tujuan meminimalkan

pemborosan dan kegagalan proses, menjaga dan mengawasi agar mutu bahan baku dalam proses dan mutu produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang telah ditetapkan serta mengawasi pembuatan laporan produksi terkait laporan absensi, pemakaian bahan baku, hasil produksi dan jam berhenti (*stoppage*) tiap-tiap mesin.

e. Kepala Bagian Teknik

Tugas : Bertanggung jawab atas penyediaan mesin untuk keberlangsungan proses terkait peralatan dan kebutuhan listrik untuk kelancaran produksi. Melakukan pengecekan terkait perawatan mesin proses.

f. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

g. Kepala Bagian Administrasi

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

h. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

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

i. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

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

5 Kepala Seksi

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

a. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

b. Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

c. Kepala Seksi Utilitas

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

d. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

e. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

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

f. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

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

g. Kepala Seksi Keuangan

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

h. Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

i. Kepala Seksi Personalia

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

j. Kepala Seksi Humas

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

k. Kepala Seksi Keamanan

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

l. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di

perusahaan.

4.6.4 Status Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut:

1. Karyawan Tetap

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

2. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.6.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Asetat Anhidrat dari aseton dan asam asetat ini akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu:

- a. Pegawai *non shift* yang bekerja selama 6 jam dalam seminggu dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari minggu dan hari besar

libur. Pegawai *non shift* termasuk karyawan tidak langsung menangani operasi pabrik yaitu direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor atau administrasi, dan divisi-divisi dibawah tanggung jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift*:

Senin- Kamis : 07.00 - 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)
 Jum'at : 07:00 – 16:00 (istirahat 11:00 – 13:00)
 Sabtu : 07:00 – 12:00
 Minggu : Libur, termasuk hari liburnasional

b. Pegawai *shift* bekerja 24 jam perhari yang terbagi dalam 3*shift*.

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses operasi pabrik yaitu kepala *shift*, operator, karyawan-karyawan *shift*, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut :

Shift I : 08.00 - 16.00

Shift II : 16.00 - 24.00

Shift III : 24.00 - 08.00

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok.

Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift.

Berikut adalah jadwal kerja karyawan shift :

Table 4. 17 Jadwal Kerja Karyawan Shift

Regu	Hari
------	------

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	II	II	II	-	III	III	III	I	I	I	-	-
B	-	III	III	III	I	I	I	-	-	II	II	II
C	III	I	I	I	-	-	II	II	II	-	III	III
D	I	-	-	II	II	II	-	III	III	III	I	I

4.6.6 Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan

a. Jumlah Pekerja

Table 4. 18 Jumlah Karyawan Pabrik

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Ka. Bag. Produksi	1
5	Ka. Bag. Teknik	1
6	Staf Ahli	1
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1
9	Ka. Bag. Litbang	1
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1
11	Ka. Bag. K3	1
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1

13	Ka. Sek. UPL	1
14	Ka. Sek. Utilitas	
15	Ka. Sek. Proses	1
16	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1
17	Ka. Sek. Pemeliharaan	1
18	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1
19	Ka. Sek. Laboratorium	1
20	Ka. Sek. Keuangan	1
21	Ka. Sek. Pemasaran	1
22	Ka. Sek. Personalia	1
23	Ka. Sek. Humas	1
24	Ka. Sek. Keamanan	1
25	Ka. Sek. K3	1
26	Operator Proses	12
27	Operator Utilitas	6
28	Karyawan Personalia	4
29	Karyawan Humas	4
30	Karyawan Litbang	4
31	Karyawan Pembelian	4
32	Karyawan Pemasaran	4
33	Karyawan Administrasi	3
34	Karyawan Kas/Anggaran	3

35	Karyawan Proses	11
36	Karyawan Pengendalian	5
37	Karyawan Laboratorium	5
38	Karyawan Pemeliharaan	5
39	Karyawan Utilitas	8
40	Karyawan K3	5
41	Karyawan Keamanan	4
42	Sekretaris	2
43	Dokter	2
44	Perawat	3
45	Supir	6
46	Cleaning Service	5
Total		130

b. Penggolongan Jabatan

Dalam mendirikan suatu pabrik harus adanya penggolongan jabatan, karena hal ini akan berkaitan dengan keberlangsungan pabrik untuk bersaing di pasaran. Berikut rincian penggolongan jabatan.

Table 4. 19 Rincian Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Jenjang Pendidikan
----	---------	--------------------

1	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
2	Direktur Produksi dan Teknik	Sarjana Teknik Kimia
3	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4	Kepala Bagian Penelitian, Mutu dan Pengembangan	Sarjana Kimia
5	Kepala Bagian Proses dan Utilitas	Sarjana Teknik Kimia
6	Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrument	Sarjana Teknik Mesin / Sarjana Teknik Elektro
7	Kepala Departemen Keuangan dan Pemasaran	Sarjana Ekonomi
8	Kepala Departemen Administrasi	Sarjana Ekonomi
9	Kepala Departemen Umum dan Keamanan	Sarjana Hukum
10	Kepala Departemen Kesehatan, Keselamatan Kerja dan	Sarjana Teknik Kimia / Sarjana Teknik Lingkungan
11	Kepala Divisi	Sarjana Teknik Kimia
12	Operator	STM/SMU/Sederajat
13	Sekretaris	Akademi Sekretaris
14	Staff	STM/SMU/Sederajat
15	Medis	Dokter
16	Paramedis	Keperawatan
17	Lain – lain	SLTA

c. Sistem Gaji Pegawai

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

- Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.

- Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

- Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Berikut adalah perincian gaji sesuai dengan jabatan :

Table 4. 20 Rincian Gaji Sesuai Jabatan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	1	Rp 35.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 25.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 25.000.000
4	Staff Ahli	1	Rp 15.000.000

35	Karyawan Laboratorium	5	Rp	4.000.000
36	Karyawan Pemeliharaan	5	Rp	4.000.000
37	Karyawan Utilitas	8	Rp	4.000.000
38	Karyawan K3	5	Rp	4.000.000
39	Karyawan Keamanan	4	Rp	4.000.000
40	Operator proses	12	Rp	5.000.000
41	Operator Utilitas	6	Rp	5.000.000
42	Sekretaris	2	Rp	7.000.000
43	Dokter	2	Rp	6.500.000
44	Perawat	3	Rp	4.500.000
45	Supir	6	Rp	2.700.000
46	Cleaning Service	5	Rp	3.000.000
Total		130	Rp	440.000.000

4.6.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa :

1. Tunjangan

- Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja

di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

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

3. Pakaian Kerja

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

4. Pengobatan

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

5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp 1.000.000,00 per bulan.

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

- Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.

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

4.6.8 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor- faktor yang ditinjau adalah:

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow Rate*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

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

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*) meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*) meliputi :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

a. Penaksiran Harga Peralatan

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

Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa. Harga indeks tahun 2025 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai

2025, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4. 21 Indeks Harga Alat

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1987	324
2	1988	343
3	1989	355
4	1990	356
5	1991	361,3
6	1992	358,2
7	1993	359,2
8	1994	368,1
9	1995	381,1
10	1996	381,7
11	1997	386,5
12	1998	389,5
13	1999	390,6
14	2000	394,1
15	2001	394,3
16	2002	395,6
17	2003	402
18	2004	444,2
19	2005	468,2
20	2006	499,6

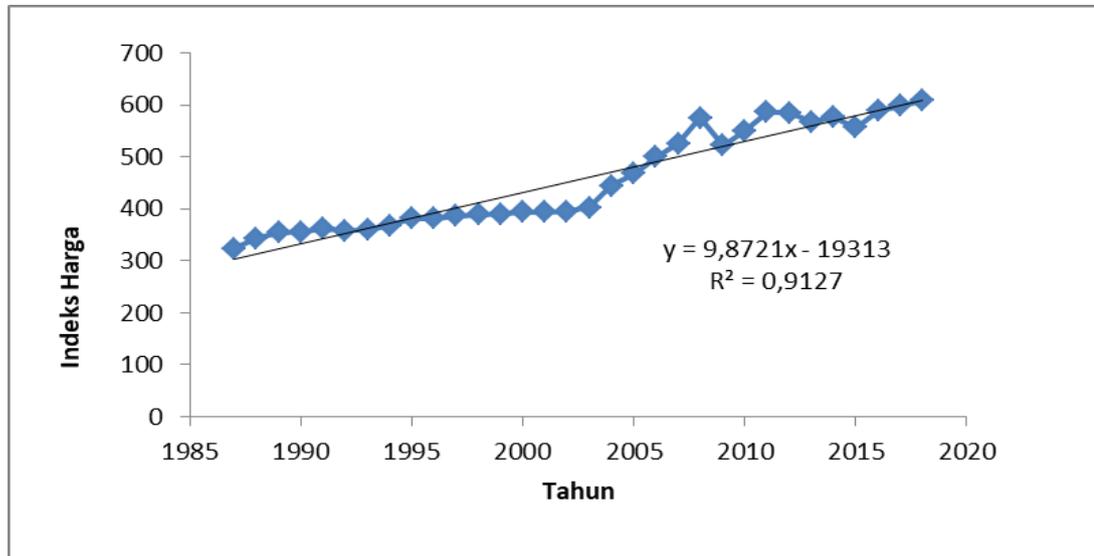
21	2007	525,4
22	2008	575,4
23	2009	521,9
24	2010	550,8
25	2011	585,7
26	2012	584,6
27	2013	567,3
28	2014	576,1
29	2015	556,8
30	2016	589,048
31	2017	598,926
32	2018	608,804
33	2019	618,568
34	2020	628,44
35	2021	638,312
36	2022	648,184
37	2023	658,056
38	2024	667,928
39	2025	677,8

(www.chemengonline.com/pci)

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi linier yang diperoleh adalah

$$y = 9,872x - 19.313.$$

Pabrik Asetat Anhidrat dengan Kapasitas 30.000ton/tahun akan dibangun pada tahun 2025, berikut adalah grafik hasil *plotting* data :



Gambar 4. 6 Harga Tahun vs Indeks

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi Linear yang diperoleh adalah $y = 9,872x - 19313$. Pabrik Asetat Anhidrat dari Asam Asetat dan Aseton dengan kapasitas 30.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2025, maka dari persamaan regresi Linear diperoleh indeks sebesar 677,8.

Harga-harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi Peters dan Timmerhaus, pada tahun 1990, Aries dan Newton, pada tahun 1955. Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

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

(Aries dan Newton, 1955)

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun2023

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2014)

Nx : Index harga pada tahun2023

Ny : Index harga pada tahun referensi (1955, 1990 dan2014)

Berdasarkan rumus tersebut, maka didapatkan hasil perhitungan alat sebagai berikut :

Tabel 4. 22. Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Total
Tangki Asam asetat	T-01	1	\$ 915.930
Tangki Aseton	T-02	1	\$ 365.548
Tangki Asetat anhidrat	T-03	1	\$ 395.315
Vaporizer	V-01	1	\$ 112.947
Furnace	F-01	1	\$ 347.783
Menara Destilasi	MD-01	1	\$ 173.068
Reaktor	R-01	1	\$ 418.492
Knockout Drum 1	KO-01	1	\$ 32.002
Knockout Drum 2	KO-02	1	\$ 25.884
Condenser 1	CD-01	1	\$ 23.295
Condenser 2	CD-02	1	\$ 34.237
Reboiler	RB-01	1	\$ 36.120
Heater	HE-01	1	\$ 19.883

Cooler 1	CL-02	1	\$	20.236
Cooler 2	CL-03	1	\$	19.766
Pompa 1	P-01	2	\$	13.648
Pompa 2	P-02	2	\$	13.648
Pompa 3	P-03	2	\$	20.942
Pompa 4	P-04	2	\$	13.648
Pompa 5	P-05	2	\$	26.825
Pompa 6	P-06	2	\$	20.942
Pompa 7	P-07	2	\$	13.648
Pompa 8	P-08	2	\$	13.648
Pompa 9	P-09	2	\$	13.648
Akumulator		1	\$	12.354
Total		34	\$	3.103,456

Tabel 4. 23 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Total
Screening	FU-01	1	\$ 31.531

Reservoir	BU-01	1	\$ 1.765
Bak Koagulasi dan Flokulasi	BU-02	1	\$ 1.765
Bak Pengendap I	BU-03	1	\$ 1.765
Bak Pengendap II	BU-04	1	\$ 1.765
Sand Filter	FU-02	1	\$ 8.118
Bak Air Penampung Sementara	BU-05	1	\$ 1.765
Bak Air Pendingin	BU-06	1	\$ 11.412
Cooling Tower	CT-01	1	\$ 11.412
Blower Cooling Tower	BL-01	1	\$ 182.951
Deaerator	De-01	1	\$ 1.529
Boiler	Bo-01	1	\$ 3.883
Tangki Alum	TU-01	1	\$ 10.353
Tangki Klorinasi	TU-02	1	\$ 17.530
Tangki Kaporit	TU-03	1	\$ 1.294
Tangki Air Bersih	TU-04	1	\$ 97.417
Tangki Service Water	TU-05	1	\$ 28.001
Tangki Air Bertekanan	TU-06	1	\$ 28.001
Mixed Bed	TU-07	1	\$ 130.713
Tangki NaCl	TU-08	1	\$ 27.648
Tangki Air Demin	TU-09	1	\$ 268.720
Tangki Hydrazine	TU-10	1	\$ 53.532
Pompa 1	PU-01	2	\$ 34.590

Pompa 2	PU-02	2	\$ 34.590
Pompa 3	PU-03	2	\$ 34.590
Pompa 4	PU-04	2	\$ 10.353
Pompa 5	PU-05	2	\$ 34.590
Pompa 6	PU-06	2	\$ 34.590
Pompa 7	PU-07	2	\$ 34.590
Pompa 8	PU-08	2	\$ 34.590
Pompa 9	PU-09	2	\$ 34.590
Pompa 10	PU-10	2	\$ 10.353
Pompa 11	PU-11	2	\$ 15.530
Pompa 12	PU-12	2	\$ 15.530
Pompa 13	PU-13	2	\$ 10.353
Pompa 14	PU-14	2	\$ 10.353
Pompa 15	PU-15	2	\$ 50.591
Pompa 16	PU-16	2	\$ 50.591
Pompa 17	PU-17	2	\$ 10.353
Pompa 18	PU-18	2	\$ 26.590
Pompa 19	PU-19	2	\$ 26.590
Pompa 20	PU-20	2	\$ 10.353
Pompa 21	PU-21	2	\$ 26.590
Pompa 22	PU-22	2	\$ 34.590
Tangki Bahan Bakar	TU-11	1	\$ 28.119

Kompresor	K-01	2	\$ 12.567
Total		69	\$ 1.536.433

a. Dasar Perhitungan

- Kapasitas Produksi = 30.000 ton/tahun
- Satu tahun operasi = 330 hari
- Tahun pendirian pabrik = 2025
- Kursmata uang = 1 US\$ = Rp14.835
- Upah pekerja asing : \$ 25/manhour
- Upah pekerja Indonesia : Rp. 20.000/manhour
- 1 man hour asing : 2 manhour Indonesia
- 5 % tenaga asing : 95% tenaga Indonesia

4.6.9 Perhitungan Biaya

1. *Capital Invesment*

Capital Investment merupakan jumlah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

2. Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries and Newton, 1955 *Manufacturing Cost* meliputi:

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya–biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

3. General Expense

Berupa pengeluaran umum meliputi pengeluaran–pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

4.6.10 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah

pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Berikut adalah perhitungan – perhitungan yang digunakan dalam analisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik.

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

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

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) merupakan :

- Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerima yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
- Waktu minimum secara teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan
- Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

3. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point (BEP) merupakan :

- Titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak

mendapatkan keuntungan maupun kerugian.

- Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
- Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

Keterangan:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

4. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan:

- Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).
- Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

- Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
- Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

5. *Discounted Cash Flow Rate Of Return*(DCFR)

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) merupakan:

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

Berikut adalah persamaan yang digunakan dalam penentuan DCFR

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

Keterangan:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow (profit after taxes +depresiasi + finance)*

n : Umur pabrik = 10tahun

i : Nilai DCFR



4.6.11 Hasil Perhitungan

1. *FIXED CAPITAL INVESTMENT (FCI)*a. *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	Rp68.832.748.348	4,639,889
2	<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	Rp17.208.187.087	1.159.972
3	<i>Instalation Cost</i>	Rp13.957.056.468	940.819
4	<i>Piping Cost</i>	Rp16.293.491.035	1.098.314
5	<i>Instrumentation Cost</i>	Rp7.071.747.112	476.693
6	<i>Insulation Cost</i>	Rp.2.677.853.744	180.509
7	<i>Electrical Cost</i>	Rp10.324.912.252	695.983
8	<i>Building Cost</i>	Rp38.704.000.000	2.608.965
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp58.624.000.000	3.951.736
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		Rp233.693.996.047	15.752.881

b. Direct Plant Cost (DPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Engineering and construction	Rp46.738.799.209	3.150.576
2	Physical Plant Cost (PPC)	Rp233.693.996.047	15.752.881
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>		Rp280.432.795.256	18.903.458

c. Fixed Capital Investment (FCI)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Direct Plant Cost (DPC)	Rp280.432.795.256	18.903.458
2	Contractor's fee	Rp28.043.279.526	1.890.346
3	Contingency	Rp28.043.279.526	1.890.346
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp336.519.354.307	22.684.149

2. *WOR_w*

2. WORKING CAPITAL INVESTMENT (WCI)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw Material Inventory	Rp74.177.849.856	5.000.192
2	In Process Inventory	Rp73.809.629.329	4.975.371
3	Product Inventory	Rp49.206.419.552	3.316.914
4	Extended Credit	Rp254.892.272.727	17.181.818
5	Available Cash	Rp147.619.258.657	9.950.742
Working Capital Investment (WCI)		Rp599.705.430.121	40.425.037

Modal total adalah = *Fixed Capital Investment (FCI)* + *Working
Capital Investment(WCI)*

Modal total adalah = Rp 599.705.430.121

Modal total adalah = \$40.425.037

3. MANUFACTURING COST (MC)

a. Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp271.985.449.471	18.334.038
2	<i>Labor</i>	Rp9.474.000.000	638.625
3	<i>Supervision</i>	Rp1.421.100.000	95.794
4	<i>Maintenance</i>	Rp13.460.774.172	907.366
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp2.019.116.126	136.105
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 9.346.050.000	630.000
7	<i>Utilities</i>	Rp86.882.109.247	5.856.563
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp 394.588.599.017	26.598.490

b. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 1.894.800.000	127.725
2	<i>Laboratory</i>	Rp 1.894.800.000	127.725
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 5.684.400.000	383.175
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 93.460.500.000	6.300.000
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp 102.934.500.000	6.938.625

c. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 33.651.935.431	2.268.415
2	<i>Property taxes</i>	Rp 6.730.387.086	453.683
3	<i>Insurance</i>	Rp 3.365.193.543	226.841
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp 43.747.516.060	2.948.939

TOTAL MANUFACTURING COST (MC) = DMC + IMC + FMC

TOTAL MANUFACTURING COST (MC) = Rp 541.270.615.077

TOTAL MANUFACTURING COST (MC) = \$ 36.486.054

4. GENERAL EXPENSE (GE)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 32.476.236.905	2.189.163
2	<i>Sales expense</i>	Rp 119.079.535.317	8.026.932
3	<i>Research</i>	Rp 43.301.649.206	2.918.884
4	<i>Finance</i>	Rp 37.448.991.377	2.524.367
<i>General Expense (GE)</i>		Rp 232.306.412.805	15.659.347

Biaya total adalah =

MANUFACTURING COST (MC) + GENERAL EXPENSE (GE)

Biaya total adalah = Rp 232.306.412.805

Biaya total adalah = \$15.659.347

5. ANALISA KEUNTUNGAN

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	TOTAL PENJUALAN	Rp934.605.000.000	118.005.681,8
2	<i>TOTAL PRODUCTION COST</i>	Rp773.577.027.882	97.673.867
	TOTAL KEUNTUNGAN	Rp161.027.972.118	20.331.814,66

Keuntungan setelah dikurangi dengan Pajak 25%

Keuntungan = Rp 120.770.979.089

Keuntungan = \$8.140.949

6. ANALISA KELAYAKAN

a. *RETURN ON INVESTMENT (ROI)*

ROI sebelum pajak = 47.85 %

ROI setelah pajak = 35.89 %

b. *PAY OUT TIME (POT)*

POT sebelum pajak = 1.7 Tahun

POT setelah pajak = 2.2 Tahun

c. *BREAK EVEN POINT (BEP)*

Annual Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp33.651.935.431	2.268.415
2	<i>Property taxes</i>	Rp6.730.387.086	453.683
3	<i>Insurance</i>	Rp3.365.193.543	226.841
Fixed Cost (Fa)		Rp43.747.516.060	2.948.939

Regulated Cost (Ra)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Gaji Karyawan	Rp9.474.000.000	638.625
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp1.894.800.000	127.725
3	<i>Supervision</i>	Rp1.421.100.000	95.794
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp5.684.400.000	383.175
5	Laboratorium	Rp1.894.800.000	127.725
6	<i>Maintenance</i>	Rp13.460.774.172	907.366
7	<i>Administration</i>	Rp32.476.236.905	4.100.534,96
8	<i>Sales Expense</i>	Rp119.079.535.317	15.035.294,8
9	<i>Research</i>	Rp43.301.649206	5.467.379,9

10	<i>Finance</i>	Rp37.448.991.377	4.728.408
11	<i>Plant Supplies</i>	Rp2.019.116.126	136.105
Regulated Cost (Ra)		Rp268.155.403.103	18.075.861

Annual Variable Cost (Va)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp271.985.449.471	18.334.037,71
2	<i>Packaging & Shipping</i>	Rp93.460.500.000	6.300.000,00
3	<i>Utilities</i>	Rp86.882.109.247	5.856.562,81
4	<i>Royalty & Patent</i>	Rp9.346.050.000	630.000
<i>Variable Cost (Va)</i>		Rp461.674.108.719	31.120.601

Sales Cost (Sa)

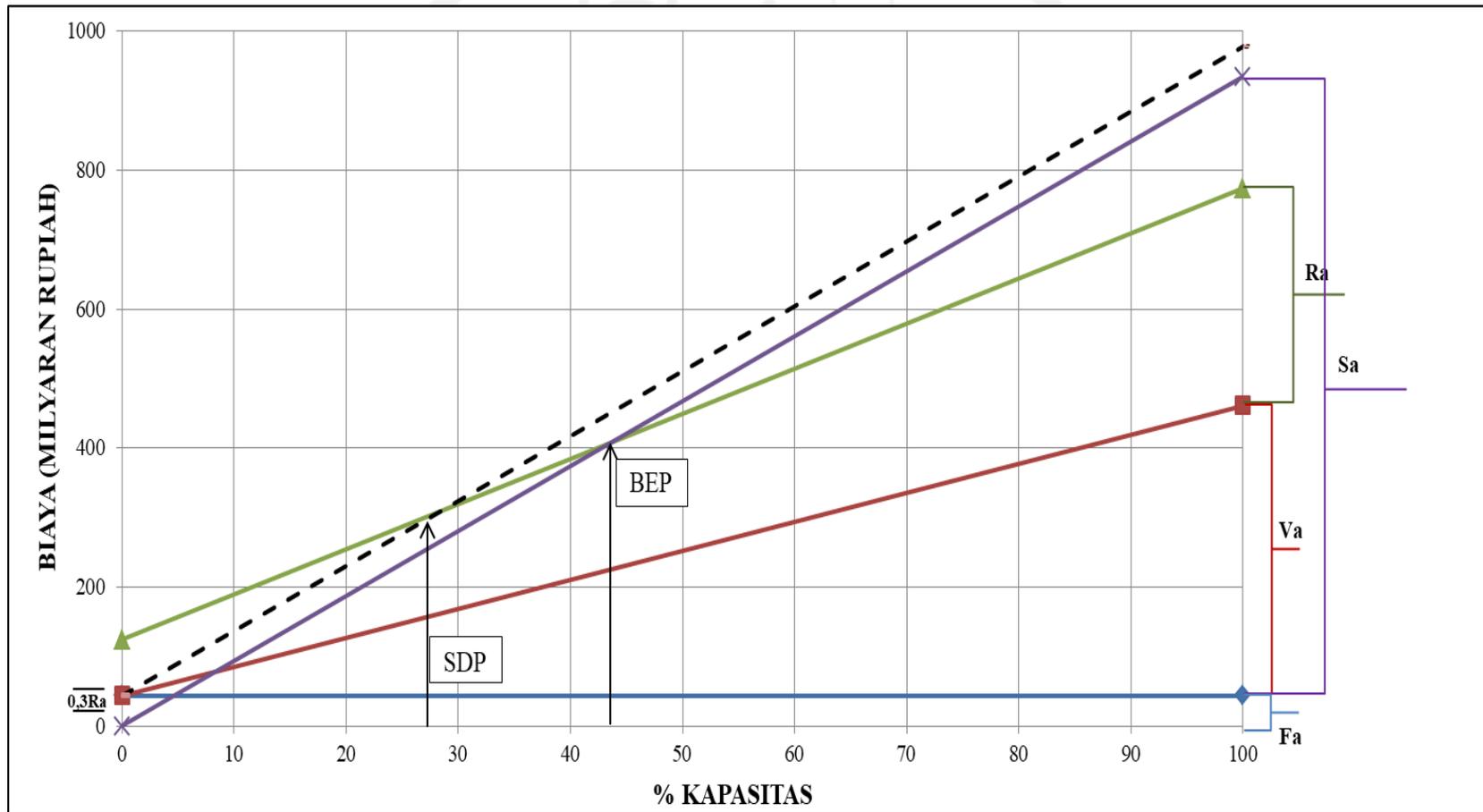
No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Annual Sales Cost	Rp934.605.000.000	63.000.000
Sales Cost (Sa)		Rp934.605.000.000	63.000.000

Break Even Point (BEP) = 43,54 %

d. SHUT DOWN POINT (SDP) = 28.20 %

e. DISCOUNTED CASH FLOW RATE (DCFR) = 22,52 %





Gambar 4. 7 Grafik Ekonomi

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

1. Pabrik Asetat Anhidrat didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan import, memberikan lapangan pekerjaan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
2. Pabrik Asetat Anhidrat akan didirikan dengan kapasitas 30.000 ton/tahun, dengan bahan baku Asam Asetat sebanyak 2.228,0549 kg/jam dan Aseton sebanyak 2.421,3048 kg/jam.
3. Pabrik akan didirikan di kawasan industri Bawen, dengan pertimbangan mudah mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, pengembangan pabrik, ketersediaan air dan listrik, serta mempunyai prospek pemasaran yang baik karena lokasinya yang tepat di kawasan industri.
4. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta lokasi pabrik, maka pabrik Asetat Anhidrat dari Asam Asetat dan Dekomposisi Aseton menjadi Ketene ini tergolong pabrik beresiko tinggi.
5. Berdasarkan analisis ekonomi, didapatkan hasil sebagai berikut.

Tabel 5. 1 Hasil Analisa Ekonomi

Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standar Kelayakan (Aries and Newton, 1945)
<i>Profit</i>		
<i>Profit</i> sebelum pajak	Rp. 161.027.972.118	
<i>Profit</i> sesudah pajak	Rp 120.770.979.089	keuntungan setelah pajak (25%)
<i>Return on investment(ROI)</i>		
(ROI)sebelum pajak	47.85 %	<i>Industrial Chemical</i> min 44 %
(ROI)setelah pajak	35.89 %	
<i>Pay out time(POT)</i>		
(POT)sebelum pajak	1.7 Tahun	<i>Industrial Chemical</i> min 2 th / <i>High Risk</i> , 5 th/ <i>low Risk</i>
(POT)setelah pajak	2.2 Tahun	
<i>Break even point(BEP)</i>	43,54 %	40 % -60 %
<i>Shut down point(SDP)</i>	28.20 %	20 % -30 %
<i>Discounted cash flow rate of return(DCFRR)</i>	22,52 %	1,5 x suku bunga acuan bank = 8,25 % (suku bunga acuan BCA 2018: 5,5 %)

5.2 Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik - pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. Mc Graw Hill Handbook Co., Inc. New York
- Badan Pusat Statistik. 2018. Statistik Indonesia. www.bps.go.id. Diakses pada tanggal 25 Agustus 2020 pukul 15.30 WIB
- Brown, G.G. 1978. *Unit Operations*. John Wiley and Sons Inc. New York
- Brownell, L.E. and Young. E.H. 1979. *Process Equipment Design*. John Wiley and Sons Inc. New York.
- Coulson, J. M. and Richardson, J. F. 1983. *Chemical Engineering, 1st edition, Volume 6*. Pergason Press. Oxford.
- Kern, D.Q. 1950. *Process Heat Transfer*. Mc. Graw-Hill International Book Company Inc. New York.
- Kirk, R. E., and Othmer D. F. 1998. *Encyclopedia of Chemical Technology, 4th ed.* The Interscience Encyclopedia Inc. New York.
- Levenspiel, O., 1976, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd Edition, John Wiley and Sons Inc., NewYork

Matche. 2018. *equipment cost*. <http://www.matche.com/>. Diakses

pada tanggal 23 Oktober 2020 pukul 21.10 WIB

Perry, R. H., and Green, D. W. 2008. *Perry's Chemical Engineers, 7th ed.*

McGraw Hill Companies Inc. USA.

Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., West, R.E., 2003,

Plant Design and Economics for Chemical Engineers,

5th ed., Mc-Graw Hill, New York.

PT Indo Acidatama, 2015, *About Us*, www.acidatama.co.id,

diakses pada tanggal 27 Agustus 2020

Smith, J.M. and Van Ness, H.H., 1975, *Introduction to*

Chemical Engineering Thermodynamics, 3rd editon,

McGraw Hill International Book Co.,Tokyo

Ten Otto, 2011. Prarancangan Pabrik Asetat Anhidrat Dengan

Proses Ketena Dari Dekomposisi Aseton Dengan

Kapasitas 8.000 Ton/Tahun. Diakses pada tanggal 11

September 2020 pukul 23.15 WIB.

Ulrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process*

Design and Economics, John Wiley and Sons, New

York

Wallas, S.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, 3rd

ed., Butterworths series in Chemical engineering, USA

Yaws, C.L. dkk., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw

Hill Companies Inc., USA

LAMPIRAN A



PERHITUNGAN REAKTOR

Fungsi : Menyerap gas ketene dari campuran gas keluaran furnace menggunakan solven asam asetat dan mereaksikannya membentuk asetatanhidrid.

Tipe alat : Reaktor gelembung

Kondisi operasi : Eksotermis pada 80 oC, 1atm.

Sistem pendingin : Koil yang dicelupkan, dengan air pendingin di dalam pipa

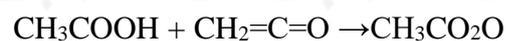
Asumsi :

- a. Operasi berjalan kontinyu.
- b. Reaktor gelembung cocok untuk reaksi gas – cair, dengan jumlah gas yang relatif sedikit yang direaksikan dengan cairan yang jumlahnya besar.
- c. Di dalam reaktor gelembung, aliran gas di anggap Plug Flow, tetapi cairan teraduk sempurna oleh aliran gelembung gas yang naik ke atas, sehingga suhu cairan di dalam reaktor selaluseragam

Kondisi operasi (Kurniawan, 2004):

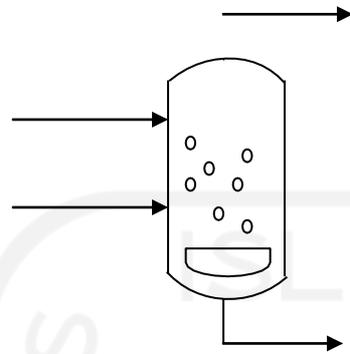
- Temperatur : Eksotermis pada suhu 80°C
- Tekanan : 1atm

Persamaan reaksi :



AsamAsetat Ketene Asetat Anhidrat

Perancangan Reaktor (R-01)



KodeAlat : R-01

Bahan : Stainless Steel SA 167 grade 3 type 304

1. Neraca Massa

Reaksi yang terjadi di Reaktor-01



Komponen masuk reaktor :

- Arus 6

Komponen	Kg/jam	Fraaksi Berat	BM	Kmol/jam	Fraaksi Mol
Aseton	605,3262	0,2	58,0800	10,4223	0,1085
Etilen	64,3388	0,0212	28,0600	2,2929	0,0239
Metana	668,6937	0,2209	16,0400	41,6891	0,4338
CO	128,4484	0,0424	28,0100	4,5858	0,0477
Ketene	1559,8239	0,515	42,0400	37,1033	0,3861
Total	3026,6311	1,0000		96,0935	1,0000

- Arus 8

Komponen	Kg/jam	Fraaksi Berat	BM	Kmol/jam	Fraaksi Mol
Asam Asetat R	11.028,8716	0,8319	60,0500	147,9036	0,8319
Asam Asetat FF	2.228,0548	0,1680	60,0500	30,1924	0,1680
Total	10.694,6634	1,0000		178,0960	1,0000

Komponen Keluar Reaktor

- Arus11

Komponen	Kg/jam	Fraaksi Berat	BM	Kmol/jam	Fraaksi Mol
Aseton	605,3262	0,4127	58,0800	10,4223	0,1767
Etilen	64,3388	0,0439	28,0600	2,2929	0,0389
Metana	668,6937	0,4559	16,0400	41,6891	0,7067
CO	128,4484	0,0876	28,0100	4,5858	0,0777
Total	1.466,8071	1,0000			1,0000

- Arus 9

Komponen	Kg/jam	Fraaksi Berat	BM	Kmol/jam	Fraaksi Mol
Asam Asetat	11.140,27	0,7463	60,0500	185,5166	0,8333
Asetat Anhidrat	3.787,879	0,2537	102,0900	37,1033	0,1667
Total	14.928,15	1,0000		178,3958	1,0000

Neraca Massa Total Reaktor :

Komponen	In	Out
Aseton	605,3262	605,3262
Etilen	64,3388	64,3388
Metana	668,6937	668,6937
CO	128,4484	128,4484
Ketene	1.559,8239	
Asam Asetat R	11.028,8716	11.140,27
Asam Asetat FF	2.228,0548	
Asetat Anhidrat		3.787,879
Total	16.394,9602	16.394,9602

2. Neraca Panas

Panas umpan masuk cair :

- Suhu masuk reaktor (T_R) : 80 °C = 353K
- Suhu referensi (T_{ref}) : 25 °C = 298K

$$Q_{INPUT} = \int_{T_{ref}}^{T_R} m \cdot c_p \cdot dT = m \cdot \int_{T_{ref}}^{T_R} c_p \cdot dT$$

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

$$\int_{T_{ref}}^{T_R} c_p \cdot dT = \left[AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4} + \frac{ET^5}{5} \right]_{T_{ref}}^{T_R}$$

- Kapasitas Panas (CP)

Kapasitas panas untuk masing-masing komponen cair :

$C_p \text{ cair} = A + BT + CT^2 + DT^3$ [Joule/(mol K)]				
Komponen	A	B	C	D
Asam Asetat	-18,944	1,0971E+00	-2,8921E-03	2,9275E-06
asetat anhidrat	71,831	8,8879E-01	-2,6534E-03	3,3501E-06

Sehingga panas umpan masuk fase cair :

Komponen	M (kgmol/jam)	$\int C_p \cdot Dt$ (kJ/kgmol)	Qinput (kJ/jam)
Asam Asetat	222,6199	-7.298,2271	-1.624.731,107
Jumlah			-1.624.731,107

Panas umpan masuk gas:

$C_p \text{ gas} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ [Joule/(mol K)]					
Komponen	A	B	C	D	E
Aseton	35,918	9,3896,E-02	1,8730,E-04	-2,1643,E-07	6,3E-11
Ketene	-14,704	3,1238,E-01	-4,3385,E-04	2,9499,E-07	-8E-11
Metana	34,942	-3,9957,E-02	1,9184,E-04	-1,5303,E-07	3,9E-11
CO	29,556	-6,5807,E-03	2,0130,E-05	-1,2227,E-08	2,3E-12
Etilen	32,083	-1,4831,E-02	2,4774,E-04	-2,3766,E-07	6,8E-11

Sehingga panas umpan masuk fase gas :

Komponen	m (kgmol/jam)	$\int Cp.dT$ (kJ/kgmol)	Qinput (kJ/jam)
Aseton	10,42228324	-4.376,618236	-45614.35487
Ketene	37,10332832	-2.765,907788	-102624.3848
Metana	41,68913294	-2.059,33025	-85851.69258
CO	4,585804623	-1.603,409855	-7352.924327
Etilen	2,292902312	-2.534,88369	-5812.240673
Jumlah			-247.255,5972

Panas keluar fase cair:

Komponen	M (kgmol/jam)	$\int Cp.dT$ (kJ/kgmol)	Qoutput (kJ/jam)
Asam Asetat	185.5166416	7.298,227145	1353942.589
Asetat Anhidrat	37.10332832	10.763,15803	399348.986
Jumlah			1.753.291,575

Panas keluar fase gas:

Komponen	m (kgmol/jam)	$\int Cp.dT$ (kJ/kgmol)	Qoutput (kJ/jam)
Aseton	10.42228324	4.376,618236	45614.35487
Metana	41.68913294	2.059,33025	85851.69258
Etilen	2.292902312	2.534,88369	5812.240673
CO	4.585804623	1.603,409855	7352.924327
Jumlah			144.631,212

Diperoleh panas yang masuk ke reaktor sebesar :

$$\Delta H_{reaktan} = -1.871.986,705 \text{ kJ/Jam}$$

$$= -447.116,349 \text{ k.kal/Jam}$$

$$\Delta H_{\text{produk}} = 1.897.922 \text{ kJ/Jam}$$

$$= 453.311,076 \text{ k.kal/Jam}$$

- Panas Reaksi(ΔH_R°)

$$\Delta H_f(25^\circ\text{C})_{\text{Ketene}} = -61,09 \text{ kJ/mol} = -1,46\text{E}+04 \text{ k.kal/kmol}$$

$$\Delta H_f(25^\circ\text{C})_{\text{AsamAsetat}} = -434,84 \text{ kJ/mol} = -1,04\text{E}+05 \text{ k.kal/kmol}$$

$$\Delta H_f(25^\circ\text{C})_{\text{Asetat Anhidrat}} = -575,72 \text{ kJ/mol} = -1,38\text{E}+05 \text{ k.kal/kmol}$$

$$- \Delta H_R = \Delta H_f \text{ Asetat anhidrat} - (\Delta H_f \text{ Ketene} + \Delta H_f \text{ Asamasetat})$$

$$= -1,91\text{E}+04 \text{ k.kal/kmol}$$

$$- \text{Mol ketene yang bereaksi} = 37,1033 \text{ kmol/Jam}$$

$$- \Delta H = \Delta H_R \times \text{mol ketene}$$

$$= -707.097,2122 \text{ k.kal/kmol}$$

$$\Delta H_{\text{Reaksi}} = \Delta H'_{298} + \Delta H_{\text{Produk}} + \Delta H_{\text{Reaktan}}$$

Maka,

$$= -7,01\text{E}+05 \text{ k.kal/Jam}$$

Q_{ci} (Panas yang harus dibuang) :

$$Q_{ci} = 7,01\text{E}+05 \text{ k.kal/Jam (ReaksiEksotermis)}$$

Tanda (-) artinya panas yang terbentuk dari reaktor, karena panas yang terbentuk sangat besar maka diperlukan sebuah koil pendingin. Panas yang hilang ke sekeliling secara konveksi adalah sebesar 1,48% dan media pendingin yang digunakan adalah air.

$$Q_1 = 1,48\% \times Q_{ci} = 6,19\text{E}+03 \text{ c k.kal/Jam}$$

Panas yang diserap:

$$Q_2 = Q_{ci} - Q_1$$

$$= 694.707,7579 \text{ k.kal/Jam}$$

$$= 694.707.759,9171 \text{ kal/jam}$$

$$= 2.756.823,823 \text{ Btu/Jam}$$

3. Menghitung konstanta kecepatan reaksi(k)

$$k = Ae^{-E/RT}$$

$$k = 10^{5,81} e^{(-46.260 / -RT)} \quad (\text{J. Chem. Soc. B. 1971,1727-1728})$$

Dengan: $T = 80^{\circ}\text{C}$

$$= 353 \text{ k}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K} = 1,9858 \text{ cal/mol.K}$$

Maka: $K = 689.700,7998 \text{ L/mol.s}$

$$K = 689.700.799,7731 \text{ L/kmol.s}$$

4. Menentukan kecepatan laju volumetrik umpan masuk reaktor

Input Reaktor :

Komponen	BM	Basis			
		kmol/jam	Kg/jam	kmol/s	kg/s
fase cair :					
CH ₃ COOH	60.0500	222.6200	13368.3292	0.0618	3.7134
Jumlah		222.6200	13368.3292	0.0618	3.7134
fase gas udara :					
C ₂ H ₂ O	42.0400	37.1033	1559.8239	0.0103	0.4333
C ₃ H ₆ O	58.0800	10.4223	605.3262	0.0029	0.1681
CH ₄	16.0400	41.6891	668.6937	0.0116	0.1857
CO	28.0100	4.5858	128.4484	0.0013	0.0357
C ₂ H ₄	28.0600	2.2929	64.3388	0.0006	0.0179
Jumlah		96.0935	3026.6311	0.0267	0.8407

Output Reaktor :

Komponen	BM	Basis	
		kgmol/jam	Kg/jam
CH ₃ COOH	60.0500	185.5166416	11140.27433
(CH ₃ CO) ₂ O	102.0900	37.10332832	3787.878788
C ₃ H ₆ O	58.0800	10.42228324	605.3262103
CH ₄	16.0400	41.68913294	668.6936924
CO	28.0100	4.585804623	128.4483875
C ₂ H ₄	28.0600	2.292902312	64.33883887
Total		281.610093	16394.96024

$$\text{NMReaktor} = \text{Input} = \text{Output}$$

$$13.146,5773 = 13.146,5773$$

- Menentukan densitas untuk fase cair:

$$\rho_L = A.B^{-\left(\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana : $\rho_{\text{CH}_3\text{COOH}}$ = densitas CH₃COOH, g/ml

T = Temperatur operasi (353K)

T_c = Temperatur kritis

Komponen	A	B	n	T _c (K)	T (K)	(1-(T/T _c))
CH ₃ COOH	0,35182	0,26954	0,26843	592,71	353,0000	0,7843

$$\text{Maka, } \rho_L = 0,9837 \text{ gr/ml}$$

$$= 0,9837 \text{ kg/L}$$

- Menghitung kecepatan laju volumetrik umpan masuk fase cair

$$F_v = \frac{m}{\rho}$$

Komponen	m (kg/jam)	ρ (gr/ml)	ρ (kg/L)	Fvl = m/ ρ
CH ₃ COOH	13.368,3292	0,9837	0,9837	13.589,7664

Maka, Fc (fase cair) = 13.589,7664 L/Jam

- Menentukan viskositas untuk fasecair

Komponen	A	B	C	D
Asam Asetat	-3,8937	7,85E+02	6,67E-03	-7,5606,E-06

$$\begin{aligned} \text{Viskositas}(\mu) &= 0,5498\text{cP} \\ &= 0,0005 \text{ Kg/m.s} \end{aligned}$$

- Menentukan kecepatan laju volumetrik umpan masuk reaktor fasegas

Komponen	m (kg/jam)	ρ (gr/cm ³)	ρ (kg/L)
C ₂ H ₂ O	1559.8239	0,0016	0,0016
C ₃ H ₆ O	605.3262	0,0006	0,0006
CH ₄	668.6937	0,0007	0,0007
CO	128.4484	0,0001	0,0001
C ₂ H ₄	64.3388	0,0001	0,0001

Totalmassa = 3.026,6311 kg/jam

- Densitas campuran gas = 0,0031g/cm³

Maka, Kecepatan laju volumetrik umpan masuk fase gas (Fvg) :

$$\begin{aligned} Fvg &= \frac{\text{Massagas}}{\rho_{\text{gas}}} = 962,4627 \text{ m}^3/\text{jam} = 962.462,6928 \text{ L/jam} \\ &= 267.350,7480 \text{ cm}^3/\text{dtk} \end{aligned}$$

5. Menentukan konsentrasi komponen umpan masuk reaktor

$$C_{Ao} = \frac{37,1033 \text{ kgmol/jam}}{962.462,6928 \text{ L/jam}} = 0,00003855 \text{ kmol/L}$$

$$= 38,5504 \text{ mol/m}^3$$

$$C_{Bo} = \frac{222,6200 \text{ kgmol/jam}}{13.589,7664 \text{ L/jam}} = 0,0163 \text{ kmol/L}$$

$$= 16.381,4420 \text{ mol/m}^3$$

6. Menghitung difusivitas cair dangas

$$D_v = \frac{1.013 \times 10^{-7} T^{1.75} \left(\frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b} \right)^{1/2}}{P \left[\left(\sum_a v_i \right)^{1/3} + \left(\sum_b v_i \right)^{1/3} \right]^2}$$

- Difusivitas gas

$$D_v = 0,0891 \text{ cm}^2/\text{s}$$

- Difusivitas cairan

$$D_L = \frac{1.173 \times 10^{-13} (\phi M)^{0.5} T}{\mu V_m^{0.6}} \quad (8.22)$$

where D_L = liquid diffusivity, m^2/s ,

ϕ = an association factor for the solvent,
 = 2.6 for water (some workers recommend 2.26),
 = 1.9 for methanol,
 = 1.5 for ethanol,
 = 1.0 for unassociated solvents,

M = molecular mass of solvent,

μ = viscosity of solvent, mN s/m^2 ,

T = temperature, K,

V_m = molar volume of the solute at its boiling point, m^3/kmol . This can be estimated from the group contributions given in Table 8.6.

$$D_L = 0,000004321 \text{ cm}^2/\text{s}$$

7. Menentukan diameter gelembung

Menentukan diameter gelembung dengan diameter orifice

$$D_B = \left[\frac{6 \cdot d_o \cdot \sigma}{g(\rho_L - \rho_G)} \right]^{1/3} \quad (\text{Perry Ed.5 P 18-68})$$

$$D_B < 0.078 \left[\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_G} \right]^{0.5} \quad (\text{Perry Ed.5 P 18-68})$$

Dimana : $D_B = \text{diameter gelembung} = 0,2420 \text{ cm}$

$D_o = \text{diameter orifice} = 0,1050 \text{ cm}$

$g = \text{gravitasi bumi} = 980 \text{ cm/s}^2$

$\rho_L = \text{densitas cairan (CH}_3\text{COOH)} = 0,9837 \text{ gr/cm}^3$

$\rho_G = \text{densitas gas (C}_2\text{H}_2\text{O)} = 0,0016 \text{ gr/cm}^3$

$\sigma = \text{surfactension} = 21,6501 \text{ dyne/cm}$

$= 0,0217 \text{ N/m}$

Komponen	A	Tc (K)	N	T (K)
CH ₃ COOH	57,0500	592,7100	1,0703	353,0000

Range diameter orifice adalah $= 0,004 < D_o < 0,95$ cm

Trial : Diambil diameter orifice = 0,105 cm

Cek stabilitas gelembung, stabil bila $D_B < 0,3662$

$$D_B = 0,2419$$

Maka, diameter orifice yang memenuhi syarat diperbolehkan

- Diameter Orifice (D_o) = 0,105 cm
- Diameter gelembung (D_B) = 0,2419 cm

8. Menentukan koefisien transfer massa fase cair (K_{AL})

Untuk $D_B \geq 2$ mm berlaku:

$$K_L = 0,42 \left[\frac{\mu_L \cdot g}{\rho_L} \right]^{1/3} \left[\frac{\rho_L \cdot D_{AL}}{\mu_L} \right]^{1/2}$$

Untuk $D_B < 2$ mm

$$\begin{aligned} K_L &= K_L(2\text{mm}) \cdot 500 \cdot D_B \\ &= 0,2461 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$K_L = 0,000203 \text{ m/s} = 0,0203 \text{ cm/s}$$

(memenuhi)

Dari tabel 2-39 Perry 1999 Hal 23-43, diketahui range K_L untuk bubble

column = 0,01-0,04 cm/s

9. Menentukan bilangan Hatta

$$MH^2 = \frac{\text{Konversi max dalam film}}{\text{Difusifitas max melalui film}}$$

$$MH^2 = \frac{k \cdot C_{CH_3COOH} \cdot D_{AL}}{K_{AL}^2}$$

Dimana :

$$MH = \text{Bilangan hatta} = 343,5056$$

$$k = \text{Konstanta kecepatan reaksi} = 689.700.799,733 \text{ (L/kmol.dtk)}$$

$$C_{B_0} = \text{Konsentrasi cairan} = 0,0164 \text{ (kmol/L)}$$

$$D_{AL} = \text{Difusifitas gas ke cairan} = 0,00000432 \text{ (cm}^2\text{/dtk)}$$

$$K_{AL} = \text{Koefisien transfer massa} = 0,0203 \text{ cm/dtk}$$

Belaku ketentuan jika :

- $MH > 2$: Difusi gas adalah faktor yang berpengaruh
- $0,02 < MH < 2$: Difusi gas dan kecepatan reaksi adalah reaksi yang berpengaruh
- $MH < 0,02$: Reaksi kimia adalah faktor yang berpengaruh

10. Kecepatan linier gelembung

- Kecepatan volumetrik gas tiap lubang orifice

$$Q^{6/5} = \frac{D_b^3 \cdot \pi \cdot g^{3/5}}{1.378 \times 6}$$

$$\text{Dimana: } D_B = \text{Diameter gelembung} = 0,2420 \text{ cm}$$

$$g = \text{Gravitas bumi} = 980 \text{ cm/s}^2$$

$$\text{Maka, } Q = 0,4025 \text{ cm}^3/\text{s}$$

- Frekuensi gelembung:

$$f_b = \frac{Q \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_g)}{\pi \cdot D_o \cdot \sigma} \quad (\text{Perry Ed. 5 P.15-68})$$

$$\text{Dimana: } \rho_L = \text{densitas cairan} = 0,9837 \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho_g = \text{densitas gas} = 0,0031 \text{ gr/cm}^3$$

$$D_o = \text{diameter orifice} = 0,1050 \text{ cm}$$

$$\sigma = \text{surface tension} = 21,6501 \text{ dyne/cm}$$

$$Q = \text{kec. Volumetrik gas tiap lubang orifice} = 0,4025 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$G = \text{gravitas bumi} = 980 \text{ cm/s}^2$$

$$\text{Maka, } f_b = 54,1831 \text{ gelembung/dtk}$$

- Volume satu gelombang:

$$V_o = \frac{\pi \cdot D_b^3}{6}$$

$$V_o = 0,0074 \text{ cm}^3$$

- Menghitung jumlah orifice

$$N_b = \frac{Qg}{V_o}$$

$$\text{Dimana: } V_o = \text{Volume satu gelembung} = 0,0074 \text{ cm}^3$$

$$Qg = \text{Kec. Laju volumetrik umpan masuk gas}$$

$$= 267.350,7480 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

$$\text{Maka, } N_b = 36.047.645,80$$

- Menghitung jumlah lubang orifice

$$N_{hole} = \frac{N_b}{f_b}$$

Dimana : f_b = frekuensi gelembung = 54,1831 (gelembung/dkt)

N_b = jumlah orifice = 36.047.645,80

Maka, N_{hole} = jumlah lubang orifice = 665.293,7368 lubang

11. Menentukan rising velocity (terminalvelocity)

- Untuk $D_b > 0,14$ cm dapat dihitung dengan:

$$V_t = \sqrt{\frac{2\sigma}{D_b \cdot \rho_L}} + \sqrt{\frac{g \cdot D_b}{2}} \quad (\text{Treyball ed.3 P.142})$$

Dimana: σ = surfacetension = 21,6501 dyne/cm = 21,6501 gr/dtk²

D_B = diameter gelembung = 0,2420cm

ρ_L = densitas cairan = 0,9837gr/cm³

g = gravitasi bumi = 980 cm/dtk²

Maka, $V_t = 24,3761$ cm/dtk

- Reynold gelembung

$$Re = \frac{\rho_L \cdot D_b \cdot V_t}{\mu_L}$$

Dimana: ρ_L = Densitas cairan = 0,9837 gr/cm³

D_B = Diameter gelembung = 0,2420cm

V_t = terminal velocity = 24,3761 cm/dtk

μ_L = viskositas solvent = 0,0055gr/cm.dtk

Maka, $Re = 1055,4230$

12. Menentukan diametersparger

- Perhitungan oriface

Dipilih alat berupa perforated dengan susunan triangular pitch, alasan :

- a. Jumlah lubang tiap satuan luas lebih besar dari squarepitch.

b. Ukuran reaktor lebih kecil dan turbelensiterjamin.

Diketahui : Diameter orifice (D_o) = 0,1050 cm

Jumlah lubang orifice (N_{hole}) = 665.293,7368 lubang

Jika P_t adalah jarak antara pusat lubang :

$$P_t = 1.25 \times D_o \quad (\text{Coulson vol.6 P.521})$$

Dimana : D_o = diameter orifice = 0,1050

Maka, $P_t = 0,1313$ cm

- Luas lubang orifice

$$L_o = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D_o^2$$

Dimana : D_o = Diameter orifice = 0,1050 cm

Maka, $L_o = 0,0087$ cm²

Pada orifice susunan triangular pitch, diperoleh hubungan :

$$C_B^2 = C_D^2 + D_B^2$$

$$P_t^2 = C_D^2 + (1/2 P_t)^2$$

$$C_D = \frac{1}{2} \sqrt{3} P_t$$

- Menghitung luas ΔABC

$$L_{\Delta ABC} = \frac{1}{4} \sqrt{3} \cdot P_t^2$$

$$L_{\Delta ABC} = 0,0075$$
 cm²

- Mengitung luas lubang ΔABC

$$\Delta ABC = 1/8 \cdot \pi \cdot D_o^2$$

$$\text{Luas } \Delta ABC = 0,0043$$
 cm²

Jadi, luas plate yang dibutuhkan tiap lubang (A_n) :

$$A_n = \frac{\text{Luas 1 lubang oriface} \times \text{Luas } \Delta ABC}{\text{Luas lubang } \Delta ABC}$$

$$A_n = \frac{\frac{\pi}{4} \cdot D_o^2 \cdot \frac{1}{4} \cdot \sqrt{3} \cdot P_t^2}{\frac{\pi}{8} \cdot D_o^2}$$

$$A_n = \frac{1}{2} \sqrt{3} P_t^2 = 0,0149 \text{ cm}^2$$

- Luas sparger (A_{sp})

$A_{sp} = \text{Jml lubang} \times \text{Luas plate yang diperlukan tiap lubang}$

$$A_{sp} = N_{\text{hole}} \times A_n$$

$$\text{Dimana: } N_{\text{hole}} = 665.293,7368$$

$$A_n = 0,0149 \text{ cm}^2$$

$$\text{Maka, } A_{sp} = 9.925,2782 \text{ cm}^2$$

- Diameter sparger (D_{sp})

$$D_{sp} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{sp}}{\pi}}$$

$$\text{Dimana: } A_{sp} = 9.925,2782 \text{ cm}^2$$

$$\text{Maka, } D_{sp} = 112,4441 \text{ cm}$$

- Kecepatan supervisial gas dalam reaktor (V_{gs}) :

$$V_{gs} = \frac{f_{vg}}{A_{sp}}$$

$$\text{Dimana: } f_{vg} = 267.350,7480 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

$$A_{sp} = 7.940,2226 \text{ cm}^2$$

$$\text{Maka, } V_{gs} = 26,9363 \text{ cm/dtk}$$

- Hold up gas (H_g)

$$H_g = \frac{V_{gs}}{V_{gs} + V_t}$$

(Ullmann's Vol. 84)

$$\text{Dimana: } V_t = 24,3761 \text{ cm/dtk}$$

$$V_{gs} = 26,9363 \text{ cm/dtk}$$

$$\text{Maka, } H_g = 0,5249$$

13. Menentukan koefisien transfer fase gas (K_{ag})

Pada kondisi $Re = 400 - 2500$, maka :

$$\frac{K_{ag} \cdot Pt}{G_m} \cdot Sc^{0.56} = 0.281 Re^{0.4} \quad (\text{Treybal ed.3 P.74 tabel 3.3})$$

$$\text{Dimana: } Pt = \text{tekanan total} = 1 \text{ atm} = 101.325 \text{ Pa}$$

$$Re = \text{Reynold gelembung} = 1055,4230$$

$$G_m = \text{kecepatan massa molar } C_2H_2O = 37,3827 \text{ kmol/jam.m}^2$$

- Kecepatan massa molar (C_2H_2O)

$$G_m = \frac{F_{mol} \cdot O_2}{A_{sp}}$$

Dimana : $F_{mol} C_2H_2O = \text{umpan masuk } C_2H_2O \text{ ke reaksi} = 37.3827$

$$\text{kmol/jam } A_{sp} = \text{luas sparger} = 0,9925 \text{ m}^2$$

Maka, $G_m = 37,3827 \text{ kmol/jam.m}^2$

- Schmidt Number (Sc)

$$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g \cdot D_{AL}}$$

(Treybal ed. 3 p.68 tabel 32)

Komponen	A	B	C	T	Viskositas
C2H2O	-10,9240	0,4124	-0,0001	353,0000	123,0382

(Carl L. Yaws Tabel 21-1 P.475)

$$\begin{aligned} \text{Dimana : } \mu_g &= \text{viskositas gas (C}_2\text{H}_2\text{O)} &= 123,0382 \text{ Mikropoise} \\ & &= 0,000123 \text{ dyne.dtk/cm}^2 \end{aligned}$$

$$\rho_g = \text{densitas gas} = 0,0016 \text{ gr/cm}^3$$

$$D_{AL} = \text{difusivitas gas ke cairan} = 0,00000432 \text{ cm}^2/\text{dtk}$$

$$\text{Maka, } Sc = 17569,6917$$

Setelah didapatkan nilai Gm dan Sc, maka dapat menghitung nilai Kag.

$$\text{Nilai Kag adalah sebesar } = 7,04632 \text{E-06 kmol/jam.m}^2.\text{Pa}$$

$$= 0,007 \text{ mol/jam.m}^2.\text{Pa}$$

14. Menentukan volume dan ukuran reaktor

Persamaan kecepatan reaksi :



Persamaan perancangan reaktor :

$$(\text{A lost by gas}) = (\text{B lost by liquid}) = (\text{Disappearance of by reactoin})$$

$$F_g \cdot dY_A = F_l \cdot d_{XB} = (-r_A''') \cdot dV_r$$

$$F_l \cdot d_{XB} = (-r_A''') \cdot dV_r$$

$$V_r = F_l \int_{x_{B1}}^{x_{B2}} \frac{d_{XB}}{-r_A'''} \dots (1)$$

$F_L = F_{B0}$ = kecepatan alir molar umpan cair B masuk reaktor, kmol/jam

$$F_L = F_{B0} = C_{B0} F_{V_L} \dots \dots \dots (2)$$

Penentuan laju reaksi sebagai fungsi konsentrasi :

- Karena jumlah mol antara reaktan dan produk sama, maka tidak terjadi

perubahan volume selama reaksi, $V = V_0 = Fv$

- Karena umpan masuk A dan B ekuimolar, maka $F_{A0} = F_{B0}$

$$C_B = \frac{F_B}{V} = \frac{F_{B0}(1-X)}{F_v}$$

$$C_B = C_{B0} \cdot (1 - X_B) \dots \dots \dots (3)$$

Berdasarkan parameter bilangan Hatta, maka semua reaksi terjadi pada lapisan utama fase cair. Meskipun demikian, lapisan film tetap memberikan hambatan pada transfer zat A ke lapisan utama fase cair.

Jadi, ketiga hambatan mempengaruhi kecepatan reaksi A :

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_B f_i}} P_A$$

gas film resistance
liquid film resistance
liquid bulk resistance

Dari persamaan (3) dan (4), maka diperoleh :

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_{B0}(1-X_B) \cdot f_i}} \cdot P_A$$

$$\begin{aligned} \text{Konstanta Henry (Ha)} &= 2,8600\text{E-}05 \text{ atm} \cdot \text{m}^3/\text{mol} = 2,8979\text{E+}00\text{Pa} \cdot \text{m}^3/\text{mol} \\ &= 4.200 \text{ m/atm} \\ &= 4,2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dimana: } F_L &= F_{B0} = C_{B0} \cdot F_{VL} = 222.6199 \text{ kmol/jam} \\ C_{B0} &= 16.381,4420 \text{ mol/m}^3 = 0,0163 \text{ kmol/L} \\ F_{VL} &= 13.589,7664 \text{ L/jam} \\ X &= 99\% = 0,99 \\ C_{A0} &= 0,0000385 \text{ kmol/L} = 0,0385 \text{ kmol/m}^3 \\ K_{AL} &= 0,0203 \text{ cm/dtk} = 0,7323\text{m/jam} \\ K_{ag} &= 0,007\text{mol/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Ha &= 4,2 \text{ Pa.m}^3/\text{mol} = 4.200 \text{ Pa.m}^3/\text{kmol} \\
 PA &= 1,01\text{E}+05\text{Pa} \\
 k &= 689.700.799,7731 \text{ L/kmol.dtk} \\
 &= 2.482.922.879 \text{ m}^3/\text{kmol.jam} \\
 &= 2.482.922,879 \text{ m}^3/\text{mol.jam} \\
 E &= 1 \\
 a &= 20\text{m}^2/\text{m}^3 \\
 fl &= 0,98
 \end{aligned}$$

Table 24.1 Characteristics of G/L Contactors (from Kramers and Westerterp, 1961).

Flow Pattern	Contactors	a (m ² /m ³)	$f_l = \frac{V_l}{V}$ (-)	Capacity	Comments
Counter Current Flow	Spray tower	60	0.05	Low	Good for very soluble gases high k_g/k_l
	Packed bed	100	0.08	High	Good all rounder, but must have $F_l/F_g \cong 10$
	Plate tower	150	0.15	Medium-high	
	Staged bubble column	200	0.9	Low	Needs mechanical mixer or pulsing device. Good for slightly soluble gases and L_1/L_2 . Has low k_g/k_l .
Cocurrent flow	Static mixer	200	0.2-0.8	Very high	Very flexible, little reported data $\bar{i}_g \cong \bar{i}_l$.
	Bubble tank	20	0.98	Medium	Cheap to build
Mixed flow of L	Agitated tank	200	0.9	Medium	Cheap to build but needs a mechanical agitator

Diperoleh hasil :

Dari persamaan (1), (2) dan (6), maka diperoleh :

$$V\bar{r} = C_{B0} \cdot F_{VL} \cdot \int_{X_{B1}}^{X_{B2}} \frac{dX_B}{\frac{1,42E+06}{7,2938 + \frac{7,2701E-11}{(1-X_B)}}} = C_{B0} \cdot F_{VL} \cdot \int_{X_{B1}}^{X_{B2}} \frac{dX_B}{y}$$

$$y = \frac{1.42E + 06}{7.2938 + \frac{7.27011E - 11}{(1 - X_B)}} \text{ mol} / \text{m}^3 \cdot \text{jam}$$

Jika digunakan metode Simpson's rule dengan 5 titik (n=5)

$$\int_0^{0.9} \frac{dX_B}{y} = \frac{\Delta x}{3} [(1 \cdot y_{(x=0)}) + (4 \cdot y_{(x+\Delta x)}) + (2 \cdot y_{(x+2\Delta x)}) + (4 \cdot y_{(x+3\Delta x)}) + (1 \cdot y_{(x+4\Delta x)})]$$

$$\int_0^{0.9} (y^{-1}) dX_B = \frac{\Delta x}{3} [(1 \cdot y_{(x=0)}) + (4 \cdot y_{(x+\Delta x)}) + (2 \cdot y_{(x+2\Delta x)}) + (4 \cdot y_{(x+3\Delta x)}) + (1 \cdot y_{(x+4\Delta x)})]$$

$$\Delta X = \frac{X_2 - X_1}{n - 1} = 0,2475$$

Dimana : $X_2 = 0,99$

$$X_1 = 0$$

$$n = 5$$

$$Pa = 1,01E+05 = 7,3827 = 1,05669E-10$$

$$y = \frac{1.42E + 06}{7.2938 + \frac{7.27011E - 11}{(1 - X_B)}} \text{ mol} / \text{m}^3 \cdot \text{jam}$$

X	1-XB	Y	Y
0,0000	1,0000	7,28614E-05	7,28614E-05
0,1980	0,8020	7,28614E-05	0,000291446
0,3960	0,6040	7,28614E-05	0,000145723
0,5940	0,4060	7,28614E-05	0,000291446
0,9900	0,0100	7,28614E-05	7,28614E-05
			0,000874337
			7,21328E-05

Dari hasil perhitungan diperoleh :

$$\int_0^{0.9} (y^{-1}) dX_B = 7,21328E-05 \text{ m}^3 \cdot \text{jam/mol}$$

- Volumereactor

$$V_r = C_{B0} \cdot F_{VL} \cdot \int_{C_{B1}}^{C_{B2}} \frac{dC_B}{-r_A}$$

Dimana: $C_{bo} = 16,3814 \text{ mol/L}$

$F_{vL} = 1\text{L/jam}$

$V_r = 16.0582 \text{ m}^3 = 16.058.20094 \text{ L}$

15. Menentukan waktu tinggalreaksi

$$\tau = \frac{V}{F_{vL}}$$

Dimana : Volume(V) = 16.058,20094 Liter

Kecepatan laju volumetrik (F_{vL}) = 1.L/jam

Maka, Waktu tinggal (t) = 1,1816 jam

16. Volume designreaktor

$$V_t = \frac{V_{cairan}}{1 - Hg}$$

Dimana: Hg = 0,5249

V cairan = 16.058,2009 Liter

Maka, $V_t = 33.802,9790 \text{ Liter}$

- Dirancang untuk tingkat keamanan design reaktor = 20% (sebagai over design) menjadi 110%. Maka, V design = 37.183,2769Liter
- Mencari diameter dan tinggi reaktor berdasarkan volume over design reaktor berupa vesel yang terdiri dari silinder dengan tutup dan dasar berbentuk torispherical. Bentuk reaktor dipilih silinder tegak dengan D:H =1:2
- Volume reaktor = Vol. Silinder + (2x Vol.head)

Diketahui : Vol. teoritis reaktor = 33.802,9790 liter

Vol. Design reactor = 37.183,2769 liter

- Volume silindershell

$$V_r = \frac{1}{4} \pi \cdot D_r^2 \cdot H_r$$

$$V_r = \frac{1}{4} \pi \cdot D_r^2 \cdot 2 \cdot D_r$$

Dengan diameter reactor :

$$D_r = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi}}$$

$$D_r = 35,0506 \text{ dm} = 3,5051 \text{ meter}$$

$$H_s = 70,1011 \text{ dm} = 7,0101 \text{ meter}$$

Maka, $V_r = 33.802,9790 \text{ dm} = 3,3803 \text{ meter}$

- Volume head to straigh flange(V_h):

$$V_h = 0.000049 D_r^3$$

$$V_h = 1,6880 \text{ dm}^3$$

- Volume cairan dan gas sebelum ada koil dalam shell adalah =
volume cairan dengan gas – volume di head bagian dasar = $V_t - V_h$
 $= 33.800,8690 \text{ liter}$
- Luas penampangreaktor

$$A_r = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$= 964.4059 \text{ dm}^2 = 96,4406 \text{ m}$$

- Tinggi cairan dan gas dalam reaktor sebelum adakoil

$$\text{Tinggi cairan dan gas dalam reaktor sebelum ada koil} = \frac{\text{Volume cairan dan gas sebelum ada koil dalam shell}}{\text{Luas penampang reaktor}}$$

$$= 35,0484 \text{ dm}$$

$$= 3,5048 \text{ meter}$$

17. Menentukan pressuredrop

- Pressure drop gas melalui orifice (ΔP_o):

$$\Delta P_o = 0.5x \frac{\rho_g \cdot V_0^2}{0.9} = 0,0016 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

- Pressure drop gas untuk mengetahui tegangan muka (ΔP_σ):

$$\Delta P_\sigma = \frac{6 \times \sigma L}{Db} = 53,6789 \text{ kg/m} \cdot \text{s}^2$$

- Pressure drop untuk mengetahui tegangan muka hidrostatis (ΔP_h):

$$\Delta P_h = \rho_L \cdot g \cdot H = 67.579,89 \text{ kg/m} \cdot \text{s}^2$$

- Pressure drop total (ΔP_t):

$$\Delta P_t = \Delta P_o + \Delta P_\sigma + \Delta P_h = 67.633,3894 \text{ Pa} = 0,6675 \text{ atm}$$

18. Menentukan jarak sparger (perforated plate) dengan dindingreaktor

$$ID = \frac{Dr - \left(\sqrt{\frac{Asp \cdot 4}{3.14}} \right)}{2}$$

$$Asp = \text{Luas sparger} = 99.2527 \text{ dm}$$

$$Dr = \text{Diameter reaktor} = 35,0506 \text{ dm} = 137,994 \text{ in}$$

$$\text{Maka, ID} = 11,9031 \text{ dm} = 1,19031 \text{ m} = 46,8625 \text{ in}$$

19. Mechanical Desain (Perancangan tebal dinding dan headreaktor)

- Tebal dindingreaktor

Untuk bentuk silinder (*cylindrical*) maka persamaan yang dipakai :

$$t_s = \frac{P \cdot R}{S.E. - 0.6P} + C \quad (\text{Rase \& Barrow, tabel 12.2, P.202})$$

Dimana P design = $1.25 \times P$ operasi = $18,37$ psig

$$r = 1,7525 \text{ m} = 68,9972 \text{ in}$$

$$E = 0,8 \text{ (efisiensi sambungan type double welded butt join)}$$

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

$$\text{Maka, } t_s = 0,24034 \text{ in}$$

Bahan yang dipakai adalah carbon steel SA-285 grade C karena banyak digunakan untuk proses bertekanan tinggi dan dapat digunakan untuk diameter tangki yang besar yang mempunyai nilai :

$$S = \text{max allowable stress} = 13.750 \text{ psi (Brownell \& Young tab.13.1 P.251)}$$

- Dipilih tebal dinding $\frac{1}{4}$ in

$$t_s \text{ standard} = 0,25 \text{ in} = 0,635 \text{ cm} = 0,0063 \text{ meter}$$

$$OD = ID + (2 \cdot t_s \text{ standard})$$

$$OD = 138,494 \text{ in} = 3,5177 \text{ m}$$

$$ID = 137,994 \text{ in}$$

- Tebal headreaktor

Jenis : Torispherical dishead head

Tebal dinding dihitung dengan persamaan :

$$t_H = \frac{0.885 \cdot P \cdot r}{S \cdot E - 0.1P} + C \quad (\text{Rase \& Barrow, tabel 12.1 P200})$$

$$\text{Dimana : } P \text{ design} = 18,37 \text{ psig}$$

$$R = OD = 128,6026 \text{ in}$$

$$S = 13.750 \text{ psig}$$

$$E = 0,8$$

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

- Dipilih t_H (tebal head reaktor) $\frac{3}{8}$ in

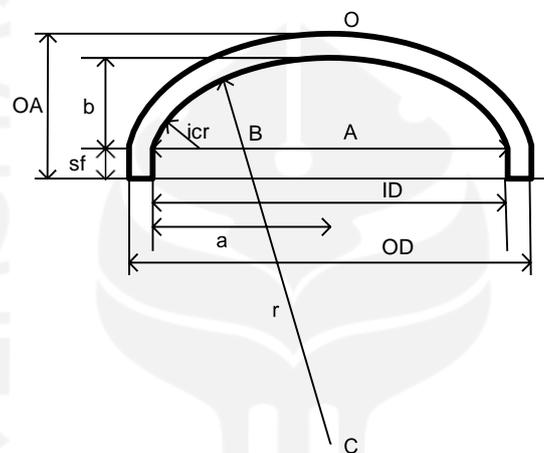
$$D_{\text{rtotal}} = 3,52411 \text{ m} = 352,411 \text{ cm}$$

$$t_H \text{ standar} = 0,375 \text{ in} = 0,9525 \text{ cm} = 0,0095 \text{ m}$$

Dari tH standard 3/8 in, maka diperoleh nilai standard straight flange (sf) antara 1,5-3 in, diambil : 1,5 in

- Nilai standard straight flange (sf) = 2,25 in = 0,0572m
- Inside cornerradius (icr) = 1,125 in = 0,0286 m

Hubungan flange dan dishead heads (Tosrispherical dishead head):



Berlaku hubungan dimensional :

$$a = \frac{ID}{2} = 68,9972 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 19,0636 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr) = 67,8722 \text{ in}$$

$$BC = r - (icr) = 137,3694 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 119,4308 \text{ in}$$

$$OA = tH_{\text{standard}} + b + sf = 21,6886 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi head} = 0,5509 \text{ m}$$

- Volume total reaktor

a. Volume pada straight flange (V_{sf})

$$V_{sf} = \frac{1}{4} \pi D^2 sf$$

$$\text{Dimana : } D = OD = 138,494 \text{ in}$$

$$sf = 2,25 \text{ in}$$

$$\text{Maka, } V_{sf} = 33.877,9 \text{ in}^3 = 0,5552 \text{ m}^3$$

b. Volume total sebuah head $V_t \text{ head} = V_{\text{head}} + V_{sf}$

$$\text{Dimana : } V_{\text{head}} = 1,688 \text{ dm}^3$$

$$V_{sf} = 555,159 \text{ dm}^3$$

$$\text{Maka, } V_t \text{ head} = 937,107 \text{ dm}^3 = 0,9371 \text{ m}^3$$

c. Volume total

$$\text{Volume total} = V_{\text{silinder reaktor}} + (2 \times V_t \text{ Head})$$

$$\text{Dimana : } V_{\text{silinder reaktor}} = 31,6208 \text{ m}^3$$

$$V_t \text{ Head} = 0,9371 \text{ m}^3$$

$$\text{Maka, } V_{\text{total}} = 31,6208 \text{ m}^3$$

d. Tinggi total reaktor

$$\text{Tinggi total reaktor} = \text{Tinggi shell} + 2 \times \text{Tinggi head}$$

$$\text{Dimana : } \text{Tinggi shell} = 7,0101 \text{ m}$$

Tinggi head = 0,5509 m

Maka, tinggi total reaktor = 8,112 m

- Luas selimut(A)

$\pi \cdot OD \cdot H$

Dimana : OD = 138,4944 in = 3,5178 m = 11,5412 ft

H = 275,9888 in = 7,0101 m = 22,9991 ft

Maka, A = 833,4714 ft²

- Menentukan suhu LMTD

Hot Fluid				Cold Fluid			
Tin	30 °C	303 K	86 °F	t in	30 °C	303 K	86 °F
Tout	80 °C	353 K	176 °F	t out	50 °C	323 K	122 °F

$\Delta t_1 = 36 \text{ °F}$ (Cold fluid)

$\Delta t_2 = 90 \text{ °F}$ (Hot fluid)

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

- Menghitung luas transferpanas

$U_d = 5 - 50 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{°F} \cdot \text{jam}$

(Kern, tabel 8 Hal. 840)

Diambil harga $U_d : 50 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{°F} \cdot \text{jam}$

Maka, $A = Q / (U_d \cdot [\Delta T]_{LMTD})$

$$= \frac{2.206.393,3525}{2.946,6630}$$

$$= 748,7770 \text{ ft}^2$$

Luas selimut < A terhitung, maka luas selimut tidak mencukupi sebagian luas transfer panas sehingga digunakan coil pendingin.

20. Perancangan pendingin pada reaktor

Komponen	A	B	n	Tc (K)
Asam Asetat	0,3518	0,2695	0,2684	592,7100
Asetat Anhidrat	0,3358	0,2408	0,2699	569,1500

T (K)	(1-(T/Tc))	ρ_l (gr/ml)	ρ_l (kg/l)
353,0000	0,8174	1,0274	1,0274
353,0000	0,8062	1,0581	1,0581

(Carl L. Yaws Tabel 8.1 dan 8.2 P.189-208)

Diketahui :

Suhu operasi = 80 °C = 353

K Pendingin air masuk (t1) = 30°C Air keluar (t2) = 50°C

$$t_{rata-rata} = \frac{t_1 + t_2}{2} = 40^\circ\text{C} = 313\text{K}$$

Sifat fisis air pada suhu 40°C :

BM H₂O = 18 kg/kmol

Konduktivitas Thermal (k) = 0,6251 W/m.K

$$= 0,36117354 \text{ Btu/jam.ft}^2(\text{°F/ft})$$

Viscositas (μ) = 0,0067poise

$$= 6,6540\text{E-}04 \text{ Pa.dtk}$$

$$= 1,6097\text{E+}00 \text{ lb/ft.jam}$$

$$C_p = 4,1480\text{kJ/kg.C}$$

$$p = 994,0320\text{kg/m}^3$$

Tabel penentuan konduktivitas thermal H₂O:

Komponen	A	B	C	T	W/m.K
H ₂ O	-0,2758	0,004612	-5,5391E-06	313	0,62509591

Tabel penentuan kapasitas panas H₂O :

Komponen	A	B	C	D	T	Viskositas
H ₂ O	-10,2158	1792,5000	0,0177	-1,26E-05	313	-1,77E-01

(Carl L. Yaws Tabel 22-1 P.501)

Kebutuhan pendingin :

$$W_{air} = \frac{Q_2}{C_{p_{air}}(t_2 - t_1)}$$

Dimana :

Q₂ = Jumlah panas yang terserap pendingin

$$= 2,2064\text{E+}06 \text{ Btu/jam}$$

C_p = Kapasitas panas air pendingin

$$= 1 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

Diperoleh harga W_a adalah sebesar :

$$W_{\text{air}} = 76.578,4274 \text{ lb/jam}$$

$$= 34.735,3620 \text{ kg/jam}$$

Debit air pendingin (Kecepatan volumetrik air pendingin) :

$$Q_{\text{air}} = W_{\text{air}}/\rho_{\text{air}}$$

$$= 34,9439 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0097 \text{ m}^3/\text{dtk}$$

$$= 0,3428 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

ΔT_{LMTD} : Logaritma rata-rata beda temperatur, °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 39,1523 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 102,4741 \text{ }^\circ\text{F}$$

21. Pemilihan jenis dan ukuran coil

Kecepatan medium pendingin (air) di dalam pipa/tube pada umumnya

berkisar antara = 1.25 - 2.5 m/s,

$$\text{Dipilih } 1.25 \text{ m/s} = 9000 \text{ m/jam } V_c = 2,5 \text{ m/s}$$

$$= 8,2021 \text{ ft/dtk Luas penampang aliran :}$$

$$A = Q_{\text{air}}/V$$

$$A = (p/4).ID^2$$

Dimana:

$$ID = \sqrt{\frac{4.Q_{\text{air}}}{\pi.V}}$$

(Coulson, p. 531)

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 0,0703\text{m} \\ &= 2,7688 \text{ inch} \end{aligned}$$

Sehingga dipilih dimensions of stell pipe (IPS) :

Diameter pipa koil, untuk NPS (Nominal pipe size) = 2 ½ inch

ScheduleNo. =40

Diameterluar(OD) = 2,88 inch = 0,24ft

Diameterdalam(ID) = 2,46 inch = 0,20ft

Flow area perpipe(a'f) = 4,79 inch² =0,03 ft²

Surface per lin ft (Ao), luas penampang luar adalah sebesar= 0,75 ft²/ft

Surface per lin ft (Ai), luas penampang dalam adalah sebesar = 0,60 ft²/ft

Menentukan kecepatan linier air :

$$V_{air} = Q/(p/4.ID^2)$$

$$V_{air} = 3,1441 \text{ m/dtk}$$

Menentukan koefisien transfer panas air dalam koil (hi) :

$$\begin{aligned} h_i &= \frac{150 \times (1 + 0.011 \cdot T_c \text{ avg}) \cdot (V_{air})^{0.8}}{(ID)^{0.2}} && (\text{Mc Adam, 1985 p. 228}) \\ &= 2853,8312 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Koreksi untuk pipa terbentuk koil (Koefisien perpindahan panas dalam koil) :

$$h_{coil} = h_i \cdot \left(1 + 3.5 \cdot \frac{ID}{D_{he}}\right) \quad (\text{Kern, 1965 : p. 721})$$

Diameter helix (Dhe)

Besarnya diameter helix koil berkisar antara 70 - 80 % Dt. Dipilih :

$$D_{he} = 70\% D_t$$

Diketahui:

$$D_{reaktor} = 3,5051 \text{ m} = 11,4995 \text{ ft Diperoleh:}$$

$$D_{he} = 2,4535 \text{ m} = 8,0497 \text{ ft}$$

$$h_{coil} = h_i \cdot \left(1 + 3.5 \cdot \frac{ID}{D_{he}}\right)$$

Sehingga,

$$h_{coil} = 3.109,1353 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_{coil} \times ID/OD = 2.665,4358 \text{ btu/jam.ft}^2$$

$^\circ\text{F}$ Kecepatan linier air pendingin:

$$\begin{aligned} G_t &= W_{air}/(a'f) \\ &= 2.302.149,1115 \text{ lb/jam. ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re &= (ID \cdot G_t) / \mu_{air} \\ &= 294266,2298 > 2100 \text{ (Aliran Turbulen)} \end{aligned}$$

$$h_o = \frac{k}{D_c} \times 0.36 \times Re^{0.55} \times \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{0.333} = 1058,2995 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = 757,5268 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dirt Overall Coefficient (U_d)

$$U_d \text{ (light organic - water)} = 75-150 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_d = \frac{U_c \times 1/R_d}{U_c + 1/R_d} = 231,4769 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Cek DirtFactor

$$\text{Syarat : } R_d > R_{dmin} \quad R_{dmin} = 0,003$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c + U_d}$$

$$R_d = 0,5319 > R_{dmin} \text{ (memenuhi syarat)}$$

Luas Permukaan pipa (A_c)

$$A_c = \frac{Q_2}{U_D \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 116,2216 \text{ ft}^2$$

$$= 10,7973 \text{ m}^2$$

$$L_c = A_c / A_o \quad \text{dimana } L_c = \text{Panjang pipakoil}$$

$$= 154,3448 \text{ ft}$$

Panjang pipa keseluruhan (L)

$$L = A_c / (p \cdot ID)$$

$$= 179,8944 \text{ ft}$$

Menghitung Pressure drop Syarat: DP < 10 psi

$$Re_i = \frac{ID \cdot G_i}{\mu_c}$$

$$Re_i = 294226,2298$$

Faktor friksi untuk pipa baja (f),

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re_i^{0,42}}$$

$$= 0,0048$$

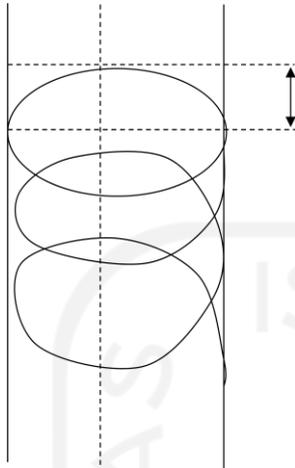
Pressure Drop,

$$\Delta P = \frac{4fG_i^2 L_i}{2g\rho_c^2 ID}$$

$$G = \text{percepatan gravitasi bumi} = 10 \text{ m/dtk}^2 = 4,25E+08 \text{ ft/jam}^2$$

$$DP = 0,0915 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhisyarat)}$$

22. Menentukan Jumlah Lengkungan Koil



$$AB = DC = D \text{ Spiral}$$

$$\text{Koil} = 8,0497 \text{ ft}$$

$$\text{Kelilingbusur AB} = (1/2) * p \text{ DC Kelilingbusur AC} = (1/2) * p \text{ AC}$$

$$\text{Kelilingbusur BC} = X$$

$$\text{Kelilingbusur AC} = (AB^2 + BC^2)^{0,5}$$

$$\text{Ruang kosong antara lengkungankoil (X)} = \text{OD Koil (Rase,1977)}$$

$$X = \frac{1}{2} * \text{OD} + \text{OD} + \frac{1}{2} * \text{OD}$$

$$= 2 * \text{OD}$$

$$= 0,48 \text{ ft}$$

$$= 0,1463 \text{ m}$$

$$\text{AC} = (AB^2 + BC^2)^{0,5}$$

$$= 8,0640 \text{ ft}$$

Keliling satu koil KL

$$\text{KL} = \text{Kel.busur AB} + \text{Kel. Busur AC}$$

$$= (p/2 * \text{DC}) + (p/2 * \text{AC})$$

$$= 25,2984 \text{ ft}$$

Jumlah lengkungan koil (N)

$$\begin{aligned} N &= L/KL && \text{dimana } L = \text{panjang pipa koil keseluruhan(ft)} \\ &= 7,1109 \text{ lilitan} \\ &= 7 \text{ lilitan} \end{aligned}$$

Tinggi koil tanpa jarak Hc

$$\begin{aligned} &= Nc \cdot OD \\ &= 1,6800 \text{ ft} \\ &= 0,5121 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi koil total

$$\begin{aligned} &= Hc + \text{Ruang kosong antara lengkungan koil (x)} \\ &= 0,6584 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi cairan dengan koil Volumekoil

$$\begin{aligned} &= p/4 \cdot (OD^2) \cdot Lc \\ &= 5,7824 \text{ ft}^3 \\ &= 0,1637 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume cairan dan gas tanpa koil

$$\begin{aligned} &= p/4 \cdot (Dr^2) \cdot Hs \\ &= 67,6060 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

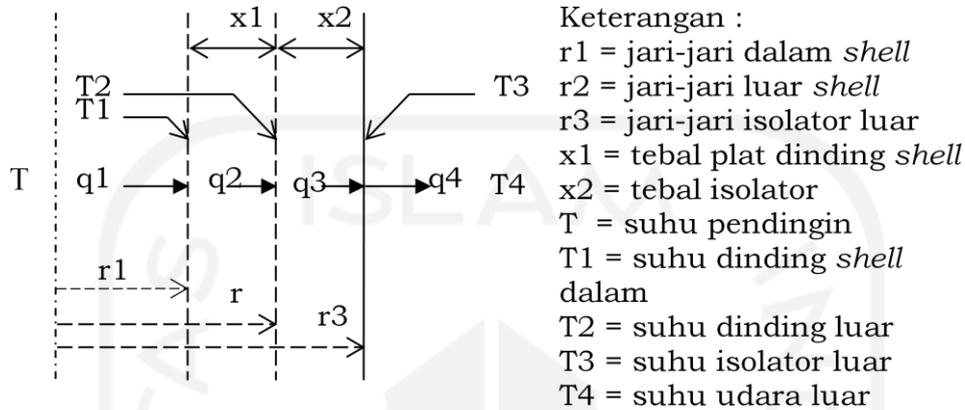
Volume cairan ,gas dan koil

$$\begin{aligned} &= Vcg + Vci \\ &= 67,8036 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Cairan} &= (4 \cdot Vcgk) / (3,14 \cdot Dr^2) \\ &= 7,0306 \text{ m} \end{aligned}$$

$$= 7 \text{ m}$$

23. Menentukan Tebal Isolator



$$\text{ID} = 3,5051 \text{ m} = 11,4995 \text{ ft}$$

$$\text{X1} = 0,25 \text{ in} = 0,0208 \text{ ft}$$

$$\text{T1} = 80\text{C} = 176 \text{ F}$$

$$\text{T3} = 50\text{C} = 122 \text{ F}$$

$$\text{T4} = 30\text{C} = 86 \text{ F}$$

Bahan dinding *shell* = Carbon stell SA-285 Grade C

$$\text{Ks} = 25,7 \text{ btu/jam.ft}^2(\text{F/ft}) \quad \text{Kis} = 0,0158 \text{ btu/jam.ft}^2(\text{F/ft})$$

$$\text{€is} = 0,9375 \text{ (kisaran €is untuk asbes} = 0.93 - 0.945)$$

- a. Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi asbes -udara

$$\text{T avg} = 40\text{C} = 104\text{F}$$

Pada suhu 104°F sifat-sifat udara adalah (Daftar A-5, Holman, 1988) :

$$\text{U} = 2,00\text{E-}05 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\text{B} = 0,0031 \text{ K-1}$$

$$\text{K} = 0,0274 \text{ W/m.C}$$

$$P = 1,1271 \text{ kg/m}^3$$

$$Pr = 0,7045$$

$$L = 8,1119 \text{ m} = 26,6138 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} GrL \cdot Pr &= \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_4) \cdot L^3}{\nu^2} \cdot Pr \\ &= 5,84E+10 \end{aligned}$$

Gr \cdot Pr > dari 10⁹ maka aliran turbulen sehingga biasa dipakai persamaan

(Daftar 7-2, Holman, 1988) :

$$\begin{aligned} hc &= 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3} \\ &= 3,5559 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \\ &= 0,6214 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot (^\circ\text{F}/\text{ft}) \end{aligned}$$

- b. Menentukan koefisien perpindahan panas radiasi asbestos-udara dengan menggunakan persamaan sebagai berikut (Kern,1980):

$$hr (T_3 - T_4) = \epsilon \sigma (T_3^4 - T_4^4)$$

Dengan T₃ dan T₄ dalam °R serta Konstanta Stefan-Boltzman (σ) =

0.1714 x 10⁻⁸ Btu/jam.ft².°R maka :

$$\begin{aligned} hr &= \epsilon \sigma \frac{(T_3^4 - T_4^4)}{(T_3 - T_4)} \\ Hr &= 1,1523 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{R} \end{aligned}$$

Pada keadaan *steady state* q₁ = q₂ = q₃ = q₄ dengan q adalah panas

yang ditransfer tiap lapisan:

$$q_2 = k_s \cdot A_1 \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{x_1} = k_s \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1) \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{x_1}$$

$$q_3 = k_s \cdot A_2 \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{x_2} = k_s \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1 + 2 \cdot x_2) \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{x_2}$$

$$q_4 = (hr + hc) \cdot A_3 \cdot (T_3 - T_4) = (hr + hc) \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1 + 2 \cdot x_2) \cdot (T_3 - T_4)$$

Jika dianggap suhu pada permukaan shell bagian dalam sama dengan suhu rata-rata pendingin maka :

$$T_1 = 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 353\text{K}$$

$$q_2 = k_s \cdot A_1 \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{x_1} = k_s \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1) \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{x_1}$$

$$\text{Diperoleh} = 2505751 = 14237,2$$

$$q_3 = k_s \cdot A_2 \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{x_2} = k_s \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1 + 2 \cdot x_2) \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{x_2}$$

$$0,1828 = -22,3036$$

$$q_4 = (h_r + h_c) \cdot A_3 \cdot (T_3 - T_4) = (h_r + h_c) \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1 + 2 \cdot x_2) \cdot (T_3 - T_4)$$

$$736,934 = 127,7052$$

Jika $q_2 = q_4$, didapat persamaan hubungan T_2 dengan X_2 yaitu :

$$175,9482 + -0,00897 X_2 T_2 \text{ (Persamaan a)}$$

Jika $q_3 = q_4$, maka didapat persamaan sebagai berikut :

$$122 + 4031,01 X_2 T_2 \text{ (Persamaan b)}$$

Dari persamaan a dan b maka didapatkan nilai X_2 dan T_2 adalah

175,9482	+	-0,00897	X_2	=	T_2	
122	+	4031,01	X_2	=	T_2	(-)
53,94824	+	-4031,02	X_2	=	0	

$$X_2 = 0,0134\text{ft}$$

$$X_2 = 0,0041\text{m}$$

$$T_2 = 175,9480\text{F}$$

Jadi tebal isolatornya adalah sebesar

$$X_2 = 0,0041\text{m}$$

$$= 0,0134 \text{ ft}$$

24. Perancangan Pipa Pemasukan Dan Pengeluaran Pada Reaktor

PERANCANGAN PIPA UMPAN MASUK CAIR REAKTOR

Diameter pipa optimum untuk bahan konstruksi stainless steel, maka dipakai

persamaan:

$$d_{opt} = 226 G^{0.52} \rho^{-0.37} \quad (\text{coulson vol 6,p221})$$

$$d_{optimum} = \text{diameter optimum} = 34,9165 \text{ mm}$$

$$G = \text{kecepatan umpan masuk cair} = 3,7134 \text{ kg/dtk}$$

$$\rho = \text{densitas cairan} = 983,7056 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = \text{viskositas cairan} = 0,0005 \text{ kg/m.dtk ditinjau dari dopt}$$

maka dipakai commercial pipe steel dengan:

$$\text{NPS} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Sch no} = 40$$

$$\text{ID} = 1,38 \text{ in} = 0,0350 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 1,66 \text{ in}$$

$$\text{Re} = \frac{4.G}{\pi.ID.\mu} = 245460$$

PERANCANGAN PIPA UMPAN MASUK GAS REAKTOR

diameter pipa optimum untuk bahan konstruksi stainless steel, maka dipakai

persamaan :

$$d_{opt} = 226 G^{0.52} \rho^{-0.37} \quad (\text{coulson vol 6, p221})$$

$$D_{optimum} = \text{diameter optimum} = 135,1534 \text{ mm} = 5,3209 \text{ in}$$

$$G = \text{Kecepatan umpan masuk gas} = 0,8407 \text{ kg/dtk}$$

$$P = \text{densitas gas} = 3,1446 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = \text{viskositas gas} = 1,168 \text{E-}05 \text{ kg/m.dtk}$$

ditinjau dari dopt maka dipakai commercial pipe steel dengan

$$\text{NPS} = 6\text{in}$$

$$\text{Schno} = 40$$

$$\text{ID} = 6,065\text{in}$$

$$\text{OD} = 6,625\text{in}$$

$$\text{Re} = \frac{4.G}{\pi.ID.\mu} = 595053$$

Karena $\text{Re} > 2100$ maka perkiraan aliran turbulen terpenuhi (benar) pipa yang digunakan adalah stainless steel.

PERANCANGAN PIPA PRODUK KELUAR CAIR REAKTOR

diameter pipa optimum untuk bahan konstruksi stainless steel, maka dipakai persamaan :

$$d_{opt} = 226 G^{0.52} \rho^{-0.37} \quad (\text{coulson vol 6, p221})$$

$$\text{Doptimum} = \text{diameteroptimum} = 36,9037 \text{ mm} = 1,4529\text{in}$$

$$G = \text{Kecepatan produkkeluar cair} = 4,1467\text{kg/dtk}$$

$$P = \text{densitascairan} = 989,1321\text{kg/m}^3$$

$$\mu = \text{viskositascairan} = 0,0005 \text{ kg/m.dtk ditinjau dari dopt}$$

maka dipakai commercial pipe steeldengan

$$\text{NPS} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Schno} = 40$$

$$\text{ID} = 1,610 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,900 \text{ in}$$

$$\text{Re} = \frac{4.G}{\pi.ID.\mu} = 247790$$

Karena $\text{Re} > 2100$ maka perkiraan aliran turbulen terpenuhi (benar) pipa yang digunakan adalah stainless steel.

PERANCANGAN PIPA PRODUK KELUAR GAS REAKTOR

diameter pipa optimum untuk bahan konstruksi stainless steel, maka dipakai persamaan :

$$d_{opt} = 226 G^{0.52} \rho^{-0.37} \quad (\text{coulson vol 6, p221})$$

$$\text{Doptimum} = \text{diameteroptimum} = 118,5265 \text{ mm} = 4,6664 \text{ in}$$

$$G = \text{Kecepatan produk keluar gas} = 0,4074 \text{ kg/dtk}$$

$$P = \text{densitas gas} = 1,6201 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = \text{viskositas gas} = 1,11, \text{E-}05 \text{ kg/m.dtk}$$

ditinjau dari dopt maka dipakai commercial pipe steeldengan

$$\text{NPS} = 6\text{in}$$

$$\text{Schno} = 40$$

$$\text{ID} = 6,065\text{in}$$

$$\text{OD} = 6,625\text{in}$$

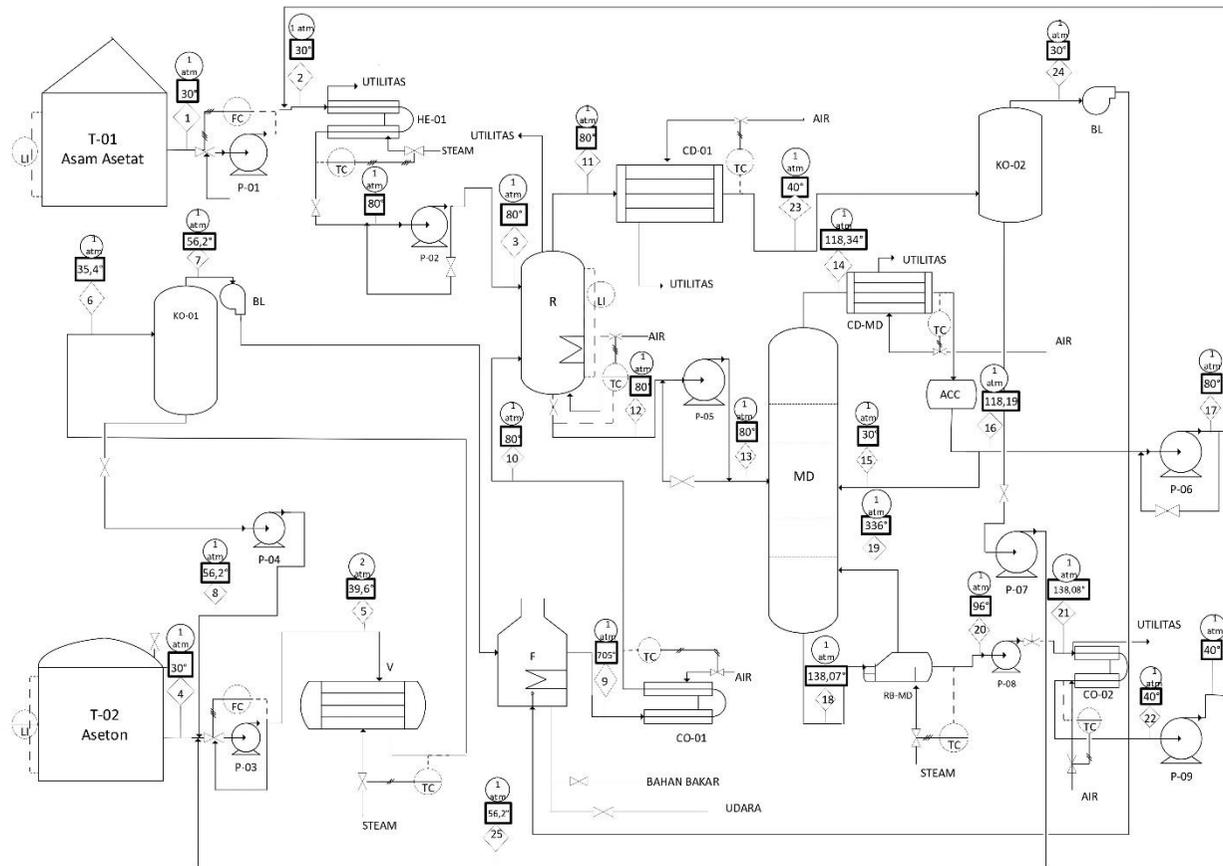
$$\text{Re} = \frac{4.G}{\pi.ID.\mu} = 303576$$

Karena $\text{Re} > 2100$ maka perkiraan aliran turbulen terpenuhi (benar) pipa yang digunakan adalah stainless steel.



LAMPIRAN B

Pra Rancangan Pabrik Asetat Anhidrat dari Asam Asetat dan Ketene dengan Metode Dekomposisi Aseton dengan Kapasitas 30.000 Kg/Tahun





UNIVERSITAS
ISLAM
INDONESIA

PROCESS
ENGINEERING FLOW
DIAGRAM
PRA RANCANGAN
PABRIK ASETAT
ANHIDRAT DAN
KETENE dengan
METODE
DEKOMPOSISI
ASETON dengan
KAPASITAS 30.000
TON/TAHUN

JURUSAN
TEKNIK KIMIA
FAKULTAS
TEKNOLOGI
INDUSTRI
UNIVERSITAS
ISLAM
INDONESIA

Di Susun Oleh :
1. Herlita O. P. (16521250)
2. Andhika Y. S. (16521269)

Dosen Pembimbing :
1. Ir. Daryono, MSi, C. Text ATi
2. Umi Rofiqah, S.T, M.T

KETERANGAN ALAT	
T	Tangki Penyimpanan
R	Reaktor
MD	Menara Distilasi
F	Furnace
K	Kompresor
CD	Condensor
RB	Reboiler
HE	Heat Exchanger
P	Pompa
KO	Knockout Drum
V	Vaporizer
BL	Blower

NOTASI	
◇	Nomor Arus
○	Tekanan
□	Temperature
⊗	Control Valve

KETERANGAN INSTRUMEN	
FC	Flow Control
TC	Temperature Indicator
LI	Level Indicator
LC	Level Controller

Komponen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25		
Aseton				2406,234	3011,498	3011,498	3008,534	2,964,238	602,2996	602,2996	602,2996																
Asam Asetat	2223,599	11006,81	13230,41									11117,99	11117,99	18755,61	7726,739	11006,81	11006,81	356,4044	318,5256	37,8788	37,8788	37,8788					
Metana									668,6937	668,6937	668,6937												668,6937	668,6937			
Ketena									1559,8239	1559,8239	1559,8239																
Karbonmonoksida									128,4484	128,4484	128,4484												128,4484	128,4484			
Etilen									64,3388	64,3388	64,3388												64,3388	64,3388			
Asetat Anhidrat		111,1799	111,1799									3787,8788	3787,8788	189,4506	78,04787	111,1799	111,4027	35284,03	31534,03	3750	3750	3750					
Air	1,336462	6,682309	8,018771	12,0379	15,12896	15,12896	15,06033	0,068626	3,032865	3,032865	3,032865	6,682309	6,682309			6,682309	6,682309								3,032865	3,032865	
TOTAL (Kg/Jam)	2228,05487	11140,2788	13349,61	2418,272	3026,627	3026,627	3023,594	3,032865	3026,637	3026,637	3026,637	1466,813	14912,55	14912,55	18945,0606	7804,78687	11124,68	11124,68	35640,4344	31852,5556	3787,8788	3787,8788	3787,8788	1466,813	861,4809	605,3262	

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

1. Nama Mahasiswa : Herlita Octaviani Putri
No. MHS : 16521250
2. Nama Mahasiswa : Andhika Yogaryansyah Sormin
No. MHS : 16521269
- Judul Prarancangan)* : Pra Rancangan Pabrik Asetat Anhidrat dan Ketene dengan Metode Dekomposisi Aseton dengan Kapasitas 30.000 Kg/Tahun
- Mulai Masa Bimbingan : 27/04/2020
Batas Akhir Bimbingan : 24/10/2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	26/04/2020	Konsultasi Judul	
2.	02/07/2020	Penentuan Kapasitas	
3.	06/07/2020	Pengecekan Bab 1 dan 2	
4.	10/07/2020	Penentuan Diagram Alir Proses, Komponen dan Kondisi Masing Masing Proses	
5.	17/07/2020	Presentasi Proses dan Pemilihan Alat	
6.	14/08/2020	Pengecekan Perhitungan Alat	
7.	12/09/2020	Pengecekan Perhitungan Alat	
8.	17/10/2020	Pengecekan Perhitungan Alat dan Naskah	
9.	27/10/2020	Pengecekan Naskah	
10.	1/11/2020	Perbaikan Revisi dan Tanda Tangan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 01/11/2020
Pembimbing,



Umi Rofiqah, S.T, M.T

)* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

1. Nama Mahasiswa : Herlita Octaviani Putri
No. MHS : 16521250
2. Nama Mahasiswa : Andhika Yogaryansyah Sormin
No. MHS : 16521269
- Judul Prarancangan)* : Pra Rancangan Pabrik Asetat Anhidrat dan Ketene dengan Metode Dekomposisi Aseton dengan Kapasitas 30.000 Kg/Tahun
- Mulai Masa Bimbingan : 27/04/2020
Batas Akhir Bimbingan : 24/10/2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	16/06/2020	Konsultasi Judul	
2.	02/07/2020	Penentuan Kapasitas	
3.	12/09/2020	Pengecekan Bab 1 dan 2	
4.	17/10/2020	Penentuan Komponen dan Kondisi Masing masing Proses	
5.	27/10/2020	Pengecekan 3 dan 4	
6.	1/11/2020	Revisi fix naskah	
7.	1/11/2020	Perbaikan revisi dan Tanda Tangan Naskah	
8.	25/12/2020	Pengajuan sidang pendadaran	
9.			
10.			

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 25/12/2020
Pembimbing,



Dalyono, Ir., MSI., C.Text ATL.

)* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy