PRA RANCANGAN PABRIK ASETALDEHIDA DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ETHANOL DENGAN KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarana Tenik Kimia

Konsentrasi Teknik Kimia



Disusun Oleh:

Nama : Viky Darmawan F
NIM : 1752071

Nama : Syafa Nadya D
NIM : 17521099

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

2021

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRA RANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ETHANOL DENGAN KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama	: Viky Darmawan F	Nama	: Syafa Nadya D
NIM	:17521071	NIM	: 17521099

Yogyakarta, Oktober 2021

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian 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 kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.





Viky Darmawan F
NIM: 17521071

Syafa Nadya D
NIM: 17521099

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ETHANOL KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

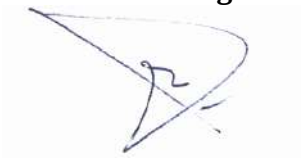
Disusun Oleh :

Nama : Viky Darmawan F
NIM : 17521071

Nama : Syafa Nadya D
NIM :17521099

Yogyakarta, Oktober 2021

Pembimbing 1



Sukirman, Ir.,M.M

Pembimbing 2



Lucky Wahyu Nuzula Setyaningsih,S.T .,M.Eng.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DENGAN DEHIDROGENASI ETHANOL DENGAN KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Viky Darmawan F **Nama : Syafa Nadya D**

NIM : 17521071 **NIM : 17521099**

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, Oktober 2021

Tim Penguji,

Ir. Sukirman (.....)
Ketua

Diana,Dr..T., M.Sc (.....)
Anggota I

Ajeng Yulianti Dwi Lestari,S.T.,M.T. (.....)
Anggota II

27/10/21

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

Ketua Program Studi.

Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr. Wb

Puji syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT atas segala limpahan rahmat dan hidayah-Nya, sehingga tugas akhir dengan judul "Pra Rancangan Pabrik Asetaldehid Dengan Proses Dehidrogenasi Ethanol Dengan Kapasitas 12.000 Ton/Tahun" dapat terselesaikan.

Penyusunan tugas akhir ini sebagai syarat untuk menyelesaikan pendidikan kesarjanaan di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta. Dengan mengerjakan tugas ini, mahasiswa diharapkan mampu menerapkan berbagai teori dan pengetahuan yang diperoleh dalam perkuliahan untuk merancang alat proses pabrik kimia serta dapat mengambil kesimpulan tentang kelayakan ekonomi pembangunan pabrik tersebut. Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya, kepada :

1. Allah SWT, yang telah melimpahkan banyak karunia untuk kami dan dengan ridhonya hal ini bisa terselesaikan.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Ir. Suharno Rusdi, Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Ir. Sukirman. selaku Dosen Pembimbing I atas bimbingan serta waktu yang telah diberikan.
5. Ibu Lucky Wahyu Nuzula Setyaningsih,S.T.,M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II, atas bimbingan serta waktu yang telah diberikan.
6. Ayahanda dan Ibunda tercinta dan adik-adiku semuanya yang selalu berdoa untukku setiap saat dan dukungannya sangat melebihi segala-galanya.

7. Seluruh teman-teman Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta angkatan 2017, yang selalu membantu serta memberikan semangat untuk kami. Akhirnya skripsi ini bisa selesai, tentunya dengan bantuan kalian.

Oleh karena itu, kritik dan saran yang positif untuk perbaikan skripsi ini sangat penyusun harapkan dari semua pihak. Semoga laporan ini bermanfaat. Amin.

Wassalamu'alaikum Wr. Wb

Yogyakarta, Oktober 2021

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING iii
KATA PENGANTAR v
DAFTAR ISI vii
DAFTAR TABEL ix
DAFTAR GAMBAR xi
ABSTRAK xii
ABSTRACT xiii
BAB I 1
PENDAHULUAN 1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik 1
1.2 Kapasitas Pabrik 2
1.3 Tinjauan Pustaka 4
1.3.1 Macam – macam Proses 4
1.3.2 Seleksi Proses pembuatan Asetaldehida 12
1.3.3 Analisa Resiko Pabrik 13
BAB II 14
PERANCANGAN PRODUK 14
2.1 Spesifikasi Produk 14
2.2 Spesifikasi Bahan 16
2.3 Pengendalian Kualitas 18
BAB III 21
PERANCANGAN PROSES 21
3.1 Uraian Proses 21
3.2 Spesifikasi Alat 23
3.3 Perancangan Produk 71
BAB IV 74
PERANCANGAN PABRIK 74

4.1 Lokasi Pabrik 74
4.2 Tata Letak Pabrik 76
4.3 Tata Letak Alat Proses 78
4.4 Aliran Proses dan Material 77
4.5 Pelayanan Utilitas 84
4.6 Organisasi Perusahaan 91
4.7 Evaluasi Ekonomi 109
BAB V 122
PENUTUP 122
5.1 Kesimpulan 122
DAFTAR PUSTAKA 123
LAMPIRAN 125

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor,Ekspor dan KonsumsiAsetaldehid di Indonesi……..... 2
Tabel 1.2 Data Pabrik Asetaldehid…….. 3
Tabel 4.1 Luas tanah dan bangunan……..... 71
Tabel 4.2 Neraca massa total…….. 77
Tabel 4.3 Neraca Massa Vaporizer…..……..... 77
Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor……..... 77
Tabel 4.5 Neraca Massa Flash Tank……..... 78
Tabel 4.6 Neraca Massa Absorber……..... 78
Tabel 4.7 Neraca Massa Mixed Point……..... 78
Tabel 4.8 Neraca Massa Menara Destilasi I……..... 79
Tabel 4.9 Neraca Massa Menara Destilasi II…..... 79
Tabel 4.10 Neraca Panas Vaporizer……..... 79
Tabel 4.11 Neraca Panas Reaktor……..... 80
Tabel 4.12 Neraca Panas Flash Tank……..... 80
Tabel 4.13 Neraca Panas Absorber……..... 80
Tabel 4.14 Neraca Pans Mixed Point……..... 81
Tabel 4.15 Neraca Panas Menara Destilasi I……..... 81
Tabel 4.16 Neraca Panas Menara Destilasi II…..... 81
Tabel 4.17 Neraca Panas Heater 1……..……..... 81
Tabel 4.18 Neraca Panas Heater 2……..... 82
Tabel 4.19 Neraca Panas Heater 3……..…..... 82
Tabel 4.20 Neraca Panas Cooler 1……..... 82

Tabel 4.21 Neraca Panas Cooler 2…….…..... 83
Tabel 4.22 Neraca Panas Cooler 3……..... 83
Tabel 4.23 Jumlah Karyawan…..……..…..... 103
Tabel 4.24 Gaji Karyawan……..... 104
Tabel 4.25 Indeks Untuk Konversi Harga……..…..... 110
Tabel 4. 26 Fixed Capital Investment ……..... 115
Tabel 4. 27 Working Capital ……..……..…..... 116
Tabel 4. 28 Direct Manufacturing Cost ……..... 116
Tabel 4. 29 Indirect Manufacturing Cost …...……..…..... 117
Tabel 4. 30 Fixed manufacturing Cost ……..... 117
Tabel 4. 31 Total Manufacturing Cost……..…..... 117
Tabel 4. 32 Total General Expans…….….....118

DAFTAR GAMBAR

Gambar 4.1 Lay Out Pabrik……..... 73
Gambar 4.2 Lay Out Tata Letak Pabrik……..... 75
Gambar 4.3 Diagram Alir Utilitas……..…….. 90
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik…….. 108
Gambar 4.5 Gambar Grafik Analisa…….. 120
Gambar 4.6 Diagram Alir Pra Perancangan Pabrik…..……..... 121

ABSTRAK

Pra rancangan pabrik asetaldehid kapasitas 12.000 ton/tahun dengan bahan baku etanol menghasilkan asetaldehid dengan kemurnian 99,5%. Proses yang dibutuhkan dalam pra rancangan ini adalah dehidrogenasi etanol menggunakan katalis Cu untuk menghasilkan asetaldehid dalam reaktor fixed bed multi-tube pada suhu 290°C dan tekanan atmosferik. Pabrik ini termasuk dalam pabrik dengan resiko tinggi karena prosesnya membutuhkan kondisi operasi yang tinggi (suhu).

Pabrik asetaldehid akan didirikan di Sragen, Jawa Tengah. Membutuhkan lahan seluas 38402 m^2 dan 146 karyawan. Pabrik ini berjalan secara kontinyu dalam 24 jam/hari dan 330 hari/tahun. Unit proses membutuhkan etanol sebanyak 76286,6353 kg/hari dimana unit utilitas membutuhkan air sebanyak 23758 kg/jam untuk proses pendinginan, air domestik sebanyak 2263 kg/jam, steam sebanyak 7356 kg/jam, service water 167 kg/jam, air downterm sebanyak 1.772,09, listrik sebesar 324,3839 kW, dan bahan solar boiler 743,189 kg/jam dan diesel oil generator listrik sebanyak 10,4798 lt/jam

Analisa ekonomi menunjukkan angka Fixed Capital sebesar Rp207.919.339.416, Working Capital sebesar Rp 262.410.149.639. ROI sebelum pajak sebesar 44 %, dan setelah pajak sebesar 22 %. Dimana BEP sebesar 40,36 % (angka BEP yang diperbolehkan di Indonesia sebesar 40-60%), Shut Sown Point (SDP) sebesar 22,18 %, Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 21,19 %. Sementara Pay Out Time sebelum pajak (POTb) 1,86 tahun (hasil ini menunjukkan angka yang termasuk dalam pabrik beresiko tinggi, dimana angka POTb kurang dari 2 tahun) dan POT setelah pajak (POTa) sebesar 3,13 tahun. Berdasarkan evaluasi ekonomi ini, dapat disimpulkan bahwa hasilnya memuaskan, sehingga pabrik tersebut menarik dan layak untuk didirikan.

ABSTRACT

The pre-design of an acetaldehyde plant with a capacity of 12,000 tons/year with ethanol as raw material produces acetaldehyde with a purity of 99.5%. The process required in this pre-design is dehydrogenation of ethanol using a Cu catalyst to produce acetaldehyde in a fixed bed multi-tube reactor at a temperature of 290°C and atmospheric pressure. This plant is included in the factory with high risk because the process requires high operating conditions (temperature).

The acetaldehyde factory will be established in Sragen, Central Java. Requires a land area of 38402 m2 and 143 employees. This factory runs continuously 24 hours/day and 330 days/year. The process unit requires 117398,508 kg/day of ethanol where the utility unit requires 23758 kg/hour of water for the cooling process, 2263 kg/hour of domestic water, 7356 kg/hour of steam, 167 kg/hour of service water, 167 kg/hour of downterm water. 1,772.09, 259,5071332 kW electricity, and 533,6655 kg/hour solar boiler materials and 16,75901 L/hour solar electric generators.

Economic analysis shows the Fixed Capital figure of Rp.207,919,339,416, Working Capital of Rp. 262,410,149,639. ROI before tax is 44%, and after tax is 24%. Where the BEP is 40.36% (the allowable BEP in Indonesia is 40-60%), Shut Sown Point (SDP) is 22.18%, Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is 21.19%. While the Pay Out Time before tax (POTb) is 1.87 years (this result shows the number included in high-risk factories, where the POTb figure is less than 2 years) and POT after tax (POTa) is 3.13 years. Based on this economic evaluation, it can be concluded that the results are satisfactory, so the plant is attractive and feasible to establish.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Asetaldehid dengan rumus molekul CH_3CHO adalah salah satu senyawa aldehid yang memiliki sifat cairan tak berwarna,,udah terbakar dan larut dalam air. Asetaldehid merupakan bahan yang mempunyai kegunaan yang sangat luas dalam industri kimia. Lebih dari 95% produk ini digunakan dalam industri sebagai bahan intermediet untuk menghasilkan produk kimia yang lain, antara lain adalah sebagai berikut: bahan baku pembuatan asam asetat, pyridin, 2-ethyl heksanol, pentaerythrytol, n-butanol, trimetilolpropana, crotanaldehid, asam laktat, chloral, 1-3 buthylene glikol.

Dari kegunaan terlihat bahwa asetaldehid merupakan senyawa yang penting. Sampai saat ini kebutuhan akan asetaldehid masih harus mendatangkan dari luar negeri melalui import. Dengan didirikan pabrik asetaldehid di Indonesia diharapkan mampu memberikan keuntungan-keuntungan sebagai berikut :

a. Menghemat devisa negara. Produksi asetaldehid dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga mengurangi ketergantungan import. Dimana dalam kasus ini, data yang diperoleh dari BPS (Badan Pusat Statistik) menunjukkan bahwa impor Asetaldehid dalam negeri selalu mengalami peningkatan tiap tahunnya. Yang berarti bahwa kebutuhan Asetaldehid dalam negeri selalu meningkat.
b. Membantu pabrik-pabrik di Indonesia yang memakai bahan baku asetaldehid, Karena selain harganya lebih murah juga kontinuitasnya terjaga. Karena bahan baku banyak terdapat di dalam negeri.
c. Menggunakan bahan baku ethanol yang dengan mudah dapat diperoleh di dalam negeri.

d. Pada tahap ini dibutuhkan tekanan yang tinggi dan proses ahli teknologi. Adanya produk yang dihasilkan melalui teknologi modern membuktikan bahwa sarjana-sarjana Indonesia mampu menyerap ilmu serta teknologi modern, dengan demikian kita tidak lagi tergantung pada tenaga asing.
e. Membuka lapangan kerja baru dalam rangka turut memberikan lapangan kerja dan pemerataan perekonomian dalam negeri.

1.2 Kapasitas Pabrik

Pemilihan kapasitas pabrik didasarkan pada kebutuhan asetaldehida di Indonesia, tersedianya bahan baku, serta ketentuan kapasitas minimum. Proyeksi kebutuhan asetaldehida di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Data statistik di bawah menunjukkan produksi, ekspor dan impor asetaldehida di Indonesia.

Table 1.1 Data Impor, Ekspor dan Konsumsi Asetaldehid di Indonesia

Tahun	Impor	Ekspor	Konsumsi
2014	9,197	0	16.509,20
2015	28,557	2,054	16.528,56
2016	20,151	0,951	16.520,15
2017	1663,446	463,856	18.163,45
2018	1498,544	411,147	17.998,54
2019	1612,533	765,184	18.112,53
2020	1324,15	526,332	17.824,15

Data pabrik penghasil asetaldehida di luar negeri disajikan pada Tabel berikut :

Tabel 1.2 Data beberapa Pabrik asetaldehida

Produsen	Lokasi	Kapasitas produksi (ton/tahun)
Celanese	Bay City, Texas	125.000
	Bishop, Texas	120.000
	Clear Lake City, Texas	250.000

	Pampa, Texas	5.000
Eastman	Longview, Texas	250.000
Publicker	Philadelphia, Pennsylvania	35.000
Union Carbide	West Virginia, Texas	325.000
Total		1.110.000

(Mc. Ketta, 1976)

Dari Tabel 1.1 dapat dilihat bahwa kebutuhan asetaldehida lebih besar di bandingkan dengan produksi asetaldehida yang sudah ada. Maka dari itu dapat disimpulkan bahwa permintaan asetaldehida akan sangat besar. Salah satu faktor yang harus diperhatikan dalam pendirian asetaldehida adalah kapasitas pabrik. Pabrik asetaldehida dengan bahan baku etanol ini direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2030, dengan mengacu pada pemenuhan kebutuhan impor, ekspor dan produksi.

Maka perkiraan kebutuhan asetaldehid pada tahun 2030

$$y = 306{,}83x - 601494$$

$$= (306{,}83 \times 2030) - 601494$$

$$= 21.371 \text{ ton/tahun}$$

Penentuan kapasitas pabrik harus berada diatas kapasitas minimal atau sama dengan kapasitas pabrik yang sudah berjalan. Dari tabel 1.2 dapat diketahui bahwa kapasitas produksi minimum sebesar 5.000 ton/tahun dan maksimal 325.000 ton/tahun. Oleh karena itu maka kapasitas pabrik yang akan didirikan dapat diperkirakan berdasarkan kebutuhan pemakaian, kapasitas yang sudah berjalan, dan keinginan jumlah yang diekspor. Maka dari beberapa dari pertimbangan tersebut diperoleh kapasitas pabrik yang akan dibuat sebesar 12.000 ton/tahun. Kapasitas ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan didalam negri dan sisanya bisa di ekspor ke luar negri

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Macam – macam Proses

Secara komersial asetaldehid dapat diproduksi dengan berbagai proses sebagai berikut :

1. Proses Oksidasi Etilen
2. Proses Oksidasi Dari Hidrokarbon Jenuh
3. Proses Ethanol
4. Proses Hidrasi Asetilen

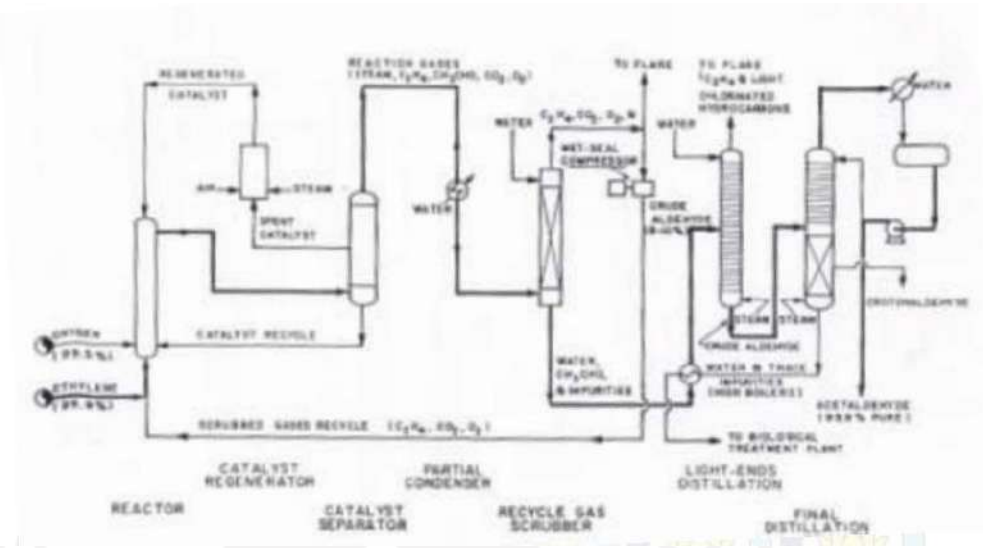
a. Peoses Oksidasi Etilen (*Wacker – Hoest Processes*)

Dalam proses ini ada dua variasi yang ditawarkan, yaitu : Tahap tunggal dengan penggunaan oksigen, dengan recycle dari reaktan yang tidak terkonversi. Dua tahap dengan penggunaan udara, tanpa *recycle*.

Single Step Process

$$C_2H_4 + 1/2\ O_2 \longrightarrow CH_3CHO + 58{,}2\ KCal$$

Dalam proses ini, etilen dengan kemurnian yang tinggi (98% volum) dan oksigen (99,5% volum). Konversi berlangsung pada tekanan 0.3–0.5x106 Pa absolut dan suhu sekitar 120–130^{O}C. Steam keluar dari bagian atas reaktor melalui separator yang terkondesasi secara terpisah. Fasa *liquid* yang di*recovery* di*recycle*. Gas yang tersisa diteruskan ke menara quenching dengan suhu yang kurang dari 125-500^{O}C, gas ini kaya akan etilen yang tidak terkonversi, lalu dikompresi dan dikembalikan ke zona reaksi. Pada bagian atas reaktor diperoleh asetaldehida dengan kemurnian 99,7 – 99,9% berat. Dalam proses ini konversi yang diperoleh yaitu 25–30% dan total *yield* sekitar 94% mol umpan dan 90% mol oksigen (Mc. Ketta,1976)



Gambar Proses oksidasi etilen single step

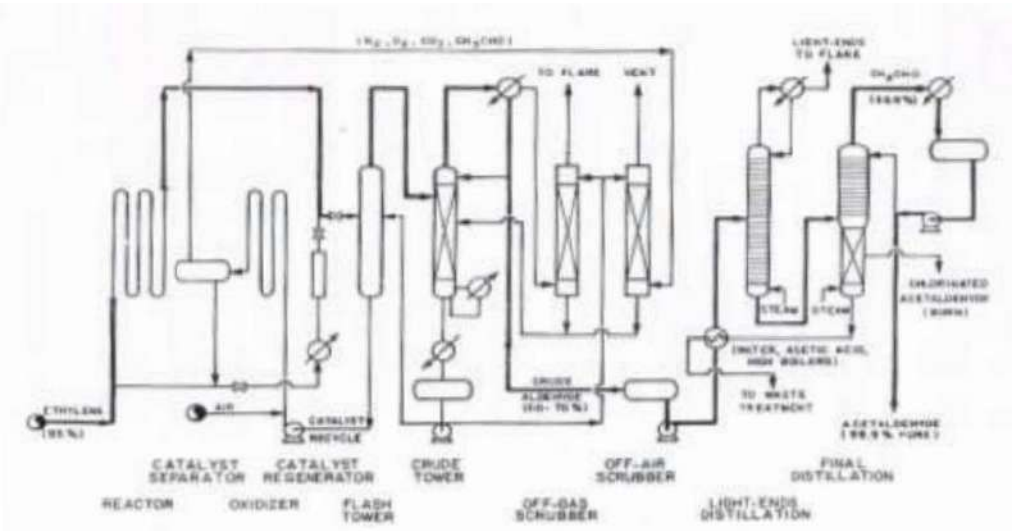
Two-Step Process

$$2\ CuCl_2 + Pd \longrightarrow 2\ CuCl + 2\ PdCh$$

$$2\ CuCl + 2\ HCI + ½\ O_2\ 2CuCl + H_2O$$

Dalama proses ini memiliki keuntungan dengan dapat dioperasikan dengan kemurnian etilen yang lebih rendah (95% volum) dan udara. Etilen dan katalis dimasukkan bersamaan ke dalam reaktor dengan kondisi operasi 110^0C dan tekanan 0.8– 0.9x106 Pa absolut. Setelah pemisahan limbah gas (biasanya nitrogen) dengan cara flashing, bulk dari regenerasi katalis dikembalikan ke tahap awal.

Campuran gas asetaldehida dan steam yang dihasilkan dari flashing dikonsentrasikan hingga 60–90% berat pada kolom distilasi pertama. Komponen ringan dan berat (air, asam asetat, dll) dikeluarkan pada rangkaian dua kolom distilasi. Dengan jenis *two–step*, konversi etilen berkisar 97–98% dengan *yield* antara 94–95 % mol (Mc. Ketta, 1976).



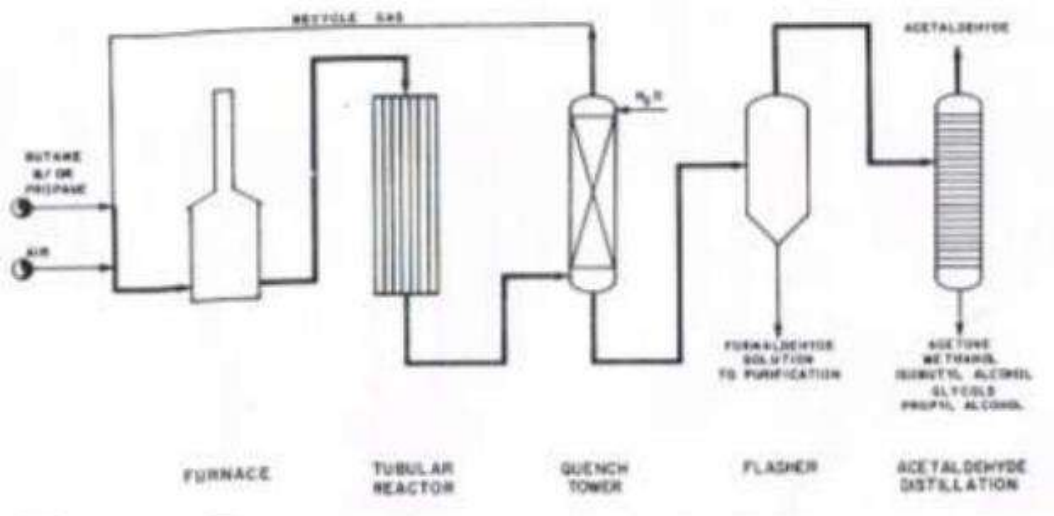
Gambar Proses Oksidasi Etilen Double step

b. Proses Oksidasi Dari Hidrokaron Jenuh

Pada proses ini, umpan hidrokarbon dicampur dengan udara yang dikompresi dan gas *recycle* yang mengandung parafin yang tidak bereaksi. Gas *recycle* tersebut mengandung CO, CO_2 dan N_2 dengan rasio volumetrik 1 : 2 : 7. Campuran dipanaskan pada suhu 370^0C dan tekanan 0.7x106 Pa absolut dan dioksidasi pada suhu 450^0C. Setelah dekomposisi dari pembentukan peroksida dalam kolom yang mengandung packing keramik, gas panas keluar dari reaktor oksidasi *diquenching* dengan cairan formaldehida dingin dengan 12–14% berat, dan kemudian dibersihkan dengan air. Hidrokarbon yang tidak bereaksi dipisahkan dan direcycle.

Reaksinya:

$$C_4H_8 + O_2 \longrightarrow 2\,CH_3CHO$$



Gambar Proses Oksidasi Hidrokarbon Jenuh

c. Proses Ethanol

Pada proses ethanol memiliki dua proses pembuatan Asetaldehida. Oksidasi dari etanol pada fese uap dan dehidrogenasi dari ethanol pada fase uap :

- **Oksidasi dari Etanol**

Reaksi keseluruhannya adalah sebagai berikut :

$$\mathbf{CH_3\text{-}CH_2OH + 1/2O_2} \xrightarrow[500^oC]{Ag} \mathbf{CH_3\text{-}CHO + H_2O} \quad \Delta H298C = -43 \text{ kcal}$$

Pada pembuatan asetaldehida dengan oksidasi dari etanol campuran uap etanol dan oksigen dari udara dimasukkan dalam reaktor yang berisi katalis pada suhu 400-500 ^OC dan teekanan 1 atm. Alkohol terkonversi 25-35%, alkohol yang tidak bereaksi dan asetaldehida diserap dari gas dengan alkohol dingin. Asetaldehida dengan etanol dipisahkan dengan destilasi, alkohol di*recycle* kembali sebagai umpan reaktor. Pada proses ini hasil asetaldehida sebesar 85-95%. Hasil samping berupa asam asetat, etil asetat, carbon oxides dan metana (Mc. Ketta, 1976).

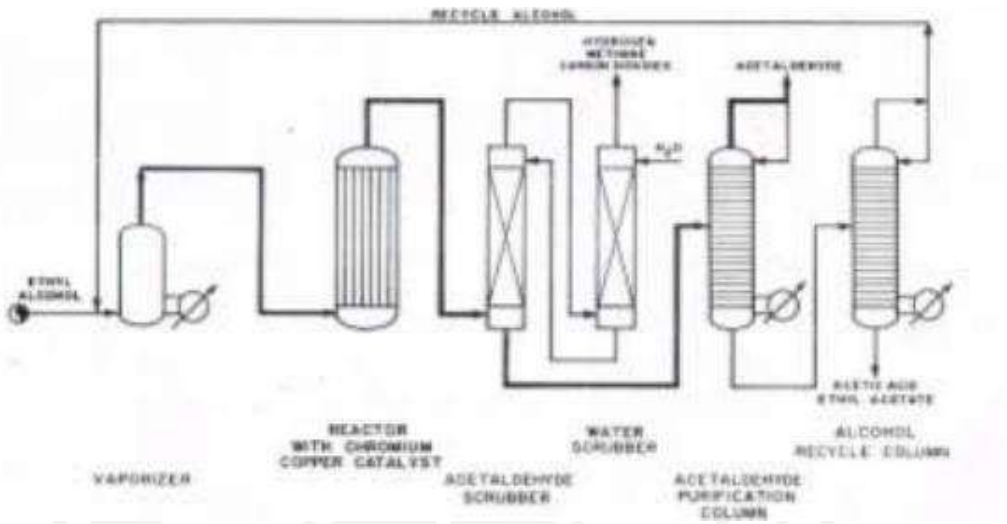
- **Dehidrogenasi dari Ethanol**

Reaksinya adalah :

$$\mathbf{CH_3\text{-}CH_2OH} \xrightarrow[260\text{-}290^{O}C]{\text{Cr-Cu aktiv}} \mathbf{CH_3\text{-}CHO + H} \qquad \Delta H^{0}298 = 68 \text{ kJ/mol}$$

Proses pembuatan asetaldehida dengan dehidrogenasi dari etanol, etanol akan menguap dan bereaksi dengan katalis tembaga pada tekanan atmosfer dan pada suhu 270-290^{O}C. Alkohol terkonversi 30-50% tergantung pada temperatur reaksi dan laju alir alkohol. Gas produk reaktor pada kondisi dingin dan discrub dengan alkohol, dan gas keluar discrub dengan air dingin. Pada proses ini hidrogen diproduksi dari pembuatan asetaldehida. Oleh karena itu, udara mengandung banyak hidrogen dengan kandungan karbon dioksida dan metana yang kecil. Aliran produk samping yang kaya akan hidrogen sesuai dengan reaksi hidrogenasi dapat digunakan sebagai bahan bakar untuk mensuplai panas yang dibutuhkan selama reaksinya adalah endotermis. Asetaldehida di*recovery* pada *overhead* kolom distilasi dari residu scrubber, dan etanol yang tidak bereaksi di*recovery* pada *overhead* untuk *recycle* menuju reaktor pada kolom distilasi kedua. Setelah melalui proses di atas, asetaldehid yang terbentuk akan mendapatkan kemurnian sebesar 99%.

Energi terbesar yang diperlukan pada proses oksidasi untuk menguapkan etanol, menghasilkan steam dan pemanasan awal udara. *Recovery* panas dari reaksi furnace membutuhkan sebagian energi. Proses dehidrogenasi adalah reaksi endotermis. Tapi panas dapat dihasilkan dari pengolahan produk samping hydrogen (Mc. Ketta, 1976).



Gambar Proses Dehidrogenasi Etanol

d. Proses Hidrasi Asetilen

Reaksi hidrasi asetilen terjadi dari katalis asam sulfat dan merkuri sulfat yang mulai beroperasi dalam skala komersial selama lebih dari 50 tahun.

$$CH{\equiv}CH + H_2O \longrightarrow C_2H_4O \qquad \Delta H298^{\circ}K = -33 \text{ kkal/kmol}$$

Asetilen dengan kemurnian yang tinggi (97%) dan gas *recycle* yang mengandung sekitar 75% asetilen diumpankan dengan steam ke *rubber-lined vertical reactor* yang berisi katalis larutan garam merkuri, asam sulfat, ferro dan ferri dan air. Suhu dan tekanan dijaga pada 90–95^{o}C dan 1–2 atm. Konversi asetilen per pass adalah 55%. Asetilen yang tidak bereaksi dikompresi dan dibersihkan dengan cara penyerapan dengan *scrubber column* sebelum di*recycle* ke reaktor. Pemurnian asetaldehida dilakukan dengan cara distilasi memisahkan crotonaldehida, asam asetat dan air, pada kolom terakhir dimana gas terlarut (asetilen, CO_2 , dll) hilang, meninggalkan produk asetaldehida murni.

Modifikasi proses ini dikembangkan oleh proses *Chisso*. Dalam proses ini suhu proses lebih rendah dan tanpa menggunakan *recycle* asetilen. Proses ini menggunakan asam sulfat yang merupakan komponen aktif dan korosif, sehingga ketahanan alat terhadap korosi harus diperhatikan. Merkuri selain harganya mahal juga komponennya beracun oleh karena itu penanganan masalah dan pengaruhnya

terhadap bahaya keracunan tidak boleh diabaikan, juga penanganan terhadap asetilen yang mempunyai relatifitas tinggi (Mc. Ketta, 1976).

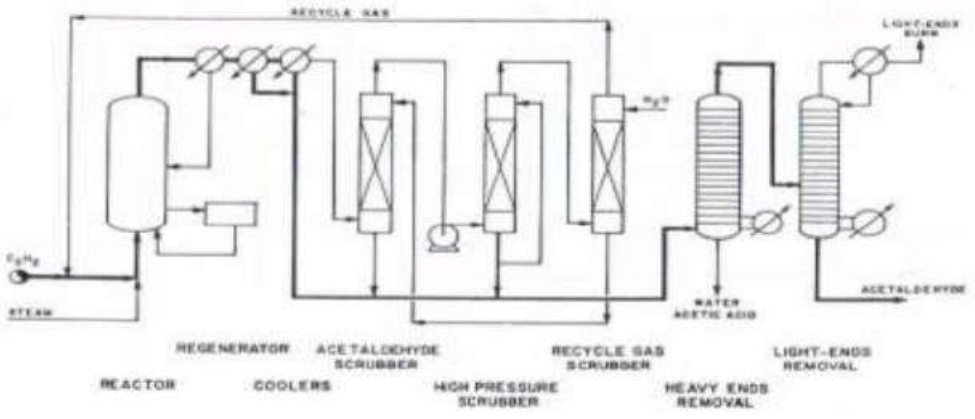
- **Pemakaian Raw Material**

Syarat raw material untuk asetilen menjadi asetaldehida ditunjukkan pada tabel di bawah :

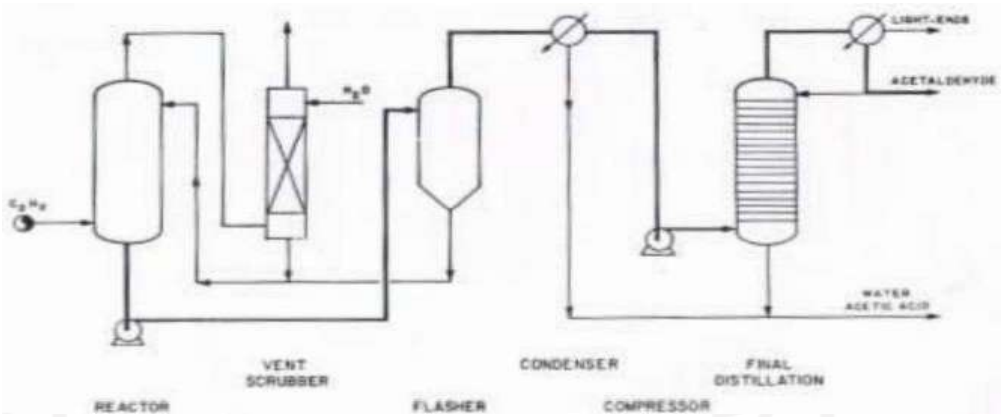
Komponen	Konsumsi (lb/1000 lb) asetaldehida	
	German	Chisso
Asetilen	630	620
Mercury	1	0,6 – 1,0
Sulfuric Acid (100%)	5 – 10	25
Ferric Sulfate	4 - 9	-

(Mc. Ketta, 1976)

Pada proses ini digunakan reaktor bersuhu rendah pada proses *Chisso* menghasilkan lebih sedikit pembentukan produk samping meskipun konsentrasi asetaldehida pada reaktor cukup tinggi. Produk utama dari reaksi samping adalah asam asetat, diasetil and crotonaldehida. Reaksi pada suhu tunggi akan meningkatkan *yield* dari produk samping. Pada proses Chisso, *yield* asam asetat sekitar 0,5% dan *yield* crotonaldehide serta produk kondensasi aldol lainnya dibawah 1%. *Yield* produk samping lebih tinggi pada proses German (Mc. Ketta, 1976).



Proses hidrasi asetilen dengan proses german



Proses hidrasi asetilen dengan proses chisso

1.3.2 Seleksi Proses pembuatan Asetaldehida

Table 1.3 Perbandingan Proses Pembuatan Asetaldehida

Proses	Fase Reaktor	T (°C)	P (atm)	Katalis	Konversi (%)	Yield (%)	Produk samping
Oksidasi dari etilen single step	**Liquid**	**100 - 130**	**3**	**Palladium**	**75**	**93 – 95**	**Asam asetat karbon dioksida,chlorinated aldehid, crotonaldehida, chlorinated hidrokarbon**
Okasidasi dari etilen double step	**Liquid**	**125 -130**	**10**	**paladium**	**99,5**	**93 - 95**	
Oksidasi Hidrokarbon jenuh	**Vapor**	**450**	**6 – 7**	**-**	**25 - 35**	**90**	**Aldehid, keton, alkohol, asam, karbon dioksida**
Oksidasi etanol	**Vapor**	**500**	**1**	**Perak, tembaga**	**25 - 35**	**85 - 95**	**Asam asetat, etil asetat, karbon oksida, metana**
Dehidrogenasi etanol	**Vapor**	**260 – 290**	**1**	**tembaga**	**30 - 50**	**99**	**Hidrogen, asam asetat, etil asetat, carbon oksida, metana**
Hidrasi dari asetilen	**Liquid**	**70 – 100**	**1**	**Merkuri, besi**	**50 - 60**	**93 - 98**	**Asam asetat, diaceti l, croton aldehid**

Dari keempat jenis proses pembuatan asetaldehida, dipilih proses pembuatan asetaldehida dengan Dehidrogenasi dari Etanol dengan katalis Cu-Cr, dengan beberapa pertimbangan :

1. Bahan baku terdapat di Indonesia sehingga kontinyuitasnya dapat terjaga.
2. Produk samping yang di hasilkan tidak terlalu berbahaya bagi lingkungan.
3. Proses yang lebih sederhana, tekanan yang rendah, walaupun suhu yang di gunakan lebih tinggi.
4. Katalis yang digunakan memiliki kegunaan yang lama
5. Asetaldehida yang dihasilkan memiliki kemurnian tinggi.
6. Tidak mempunyai resiko korosifitas yang tinggi sehingga perawatan alat tidak sulit.
7. System *recovery* energi rendah.

1.3.3 Analisa Resiko Pabrik

Pabrik Asetaldehid ini menggunakan bahan baku berupa Ethanol. Ethanol termasuk ke dalam alkohol rantai tunggal, dengan rumus kimia C_2H_5OH dan rumus empiris C_2H_6O Ia merupakan isomer konstitusional dari dimetil eter, mempunyi berat molekul 46. Berat jenis etanol 0,7856/ml pada suhu 15°C dan 0,8055 pada suhu 20°C, titik didihnya 78°C. Etanol memiliki sifat tidak berwarna, volatil ,dapat bercampur dengan air dan mudah terbakar

Dari spesifikasi bahan baku yang dipilih dan kondisi operasi yang ditentukan, dimana untuk bahan baku tersebut tekanan yang digunakan 1 atm dan dengan suhu 290℃, perancangan pabrik asetaldehid dengan bahan baku ethanol memerlukan alat proses yang memilik resiko tinggi.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Asetaldehid

Kemurnian	: min 99,5%
Impuritis	: Ethanol max 0,4%
	: Air max 0,1%

a. Sifat fisis

Kenampakan	: Cair
Warna	: Jernih
Berat molekul	: 44,053
Titik didih, °C (1 atm)	: 20,16
Titik lebur, °C	: -123,5
Tekanan kritis, atm	: 63,2
Suhu kritis, °C	: 181.5
Volume critis, L/mol	: 0.154
Densitas, 20°C g/ml	: 0,778
Tegangan muka, 20°C dyne/cm	: 21,2
Viskositas, cp	: 1,1518
Panas peleburan, cal/g	: 17,6
Panas penguapan, cal/g	: 139,5

Panas pembentukan, kcal/mol : -4,39

Spesifik panas, 25°C kcal/g.K : 0,3368

Ignition temperature di udara, °C : 165

Flash point, °C :-38

b. Sifat kimia

Asetaldehid adalah senyawa yang sangat reaktif yang secara umum dipakai pada bidang manufacture, reaksi oksidasi, hidrogenasi, kondensasi dan polimerisasi adalah contoh-contoh reaksi kereaktifannya.

- Oksidasi

Oksidasi asetaldehid fase cair dengan udara (oksigen) merupakan reaksi yang penting dalam industri. Kebanyakan asam asetat diproduksi dengan cara ini.Reaksi oksidasi adalah reaksi rantai dimana asam parasetat dihasilkan dan kemudian bereaksi dengan asetaldehid untuk menghasilkan asam asetat melalui asetaldehid monoparasetat (AMP).

Reaksi : $CH_3CHO + ½\ O_2 \longrightarrow CH_3COOH$ (reaksi rantai)

$CH_3COOH + CH_3CHO \longrightarrow$ AMP

AMP $\xrightarrow{\text{katalis}}$ $2CH_3COOH$

- Reduksi

Reduksi terhadap gugus karbonil (C=O) menjadi alcohol mudah terjadi.Banyak sekali jenis katalis yang dapat digunakan diantaranya platina dari asam chloroplatinat atau dari ammonium chloroplatinat, nikel dan palladina.

- Reaksi kondensasi

Larutan basah encer menyebabkan asetaldehid mengalami aldol kondensasi adalah reaksi yang sangat umum dari asetaldehid.

Reaksi :

$$2\ CH_3CHO + OH \longrightarrow CH_3CHOHCH_2CHO$$

Asetaldol adalah intermediet yang penting dalam pembuatan butiraldehid dan butanol melalui protonaldehid dan juga dalam pembentukan 1,3 butanediol, juga reaksi yang penting adalah aldolasetaldehid dengan formaldehid berlebihan yang merupakan bagian dari pembuatan pentaerytehrytol secara komersial.

- Polimerisasi

Sedikit asam mineral akan mengkatalisasi trimerisasi aldehid menjadi paraldehid pada suhu ruang. Jika asetaldehid dititrasi dengan HCl kering pada suhu rendah maka metasetaldehid berubah kembali menjadi asetaldehid dan paraldehid dengan membiarkan 60 - 65°C selama beberapa hari, peristiwa ini dinamakan depolimerisasi.

- Reaksi adisi

Meskipun sedikit asetaldehid (kecuali chloral dan halogenated aldehid yang lain), yang membentuk hidrat yang dapat diisolasikan larutan encer asetaldehid mengandung hidrat asetaldehid (gom-diol) dalam kesetimbangannya.

Reaksi:

$$CH_3CHO + H_2O \longrightarrow CH_3CH(OC_2H_5)$$

2.2 Spesifikasi Bahan

2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku

Ethanol

Rumus molekul : C_2H_5OH

Kemurnian : min 96,5%

Impuritis : air max 3,5% Sumber (PT. Indo Acidatama Tbk)

1. Sifat fisis

Kenampakan	: Cair
Warna	: Jernih (tidak berwarna)
Berat molekul	: 46,069 g/mol
Titik didih, ^{o}C (1 atm)	: 78,32
Titik beku, ^{o}C	: -114,1
Tekanan kritis, atm	: 63
Temperatur kritis, °C	: 243,1
Volume kritis, L/mol	: 0,167
Tegangan muka, 25°C, dyne/cm	: 231
Density, 25°C, g/m1	: 0,7893
Viskositas, 20°C, cp	: 1,17
Panas pembentukan, 25°C kcal/mol	: -64,7
Panas penguapan, 25°C kcallmol	: 200,6
Flammable limits di udara	
Lower, vol %	: 4,3
Upper, vol %	: 19,0
Autoignition temperatur, °C	: 793
Titik nyala, °C	: 14
Konduktivitas panas, 20 °C W/(m.K)	: 0,17

2. Sifat kimia

- Oksidasi ethanol pada suhu 250 – 350 °C

  Reaksi : $C_2H_5OH + ½\ O_2 \longrightarrow CH_3CHO + H_2O$

- Dehidrogenasi etanol pada suhu 260 – 290 °C

  Reaksi : $C_2H_5OH \xrightarrow{Cu} CH_3CHO + H_2$

- Ethanol dapat langsung membentuk ethyl asetat melalui asetaldehid kemudian dikondensasikan.

  Reaksi: $C_2H_5OH \longrightarrow CH_3CHO + H_2$

  $2\ CH_3CHO \longrightarrow CH_3COOCH_2CH_3$

- Bereaksi dengan sodium hipochlorida membentuk haloform.

  Reaksi: $C_2H_5OH + NaOCl \longrightarrow CH_3CHO + NaCl + H_2O$

  $CH3CHO + 3\ NaOCl \longrightarrow CCl_3CHO + 3\ NaOH$

  $CCl_3CHO + NaOH \longrightarrow CHCl_3 + HCOONa$

- Bereaksi dengan asethylen membentuk ethyl vinil ether.

  Reaksi: $C_2H_5OH + HC{\equiv}CH \longrightarrow CH_3CH_2OCH{=}CH_2$

2.2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

Katalis

Jenis : $Cr_2Cu_2O_5$

Bentuk : padat

Diameter : 0,014986 cm

Densitas : 54 g/ml Sumber (Tanyun Aerospace Materials (Yingkou) Technology Co., Ltd.

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi

produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk jadi, penting juga dilakukan pengawasan mutu air yang digunakan untuk menunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol. Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diset, yaitu nyala lampu, bunyi alarm dsb. Bila terjadi penyimpangan maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau set semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu kontrol tehadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standart, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal, untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut :

1. Pengendalian Kualitas

   Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kerusakan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan.

2. Pengendalian Kuantitas

   Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan

evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi perusahaan.

3. Pengendalian Waktu

   Untuk mencapai kualitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

4. Pengendalian Bahan Proses

   Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan proses harus mencukupi, untuk itu diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

3.1.1 Dasar Reaksi

Asetaldehid secara komersial dibuat dengan dehidrogenasi fasa uap etil alcohol**.**

Reaksi : $CH_3CH_2OH \xrightarrow[260\text{-}290°C]{Cu} CH_3CHO + H_2$

Dimana ethanol di uapkan dan di reaksikan dengan katalis, katalis yang di gunakan adalah chooper atau tembaga. Reaksi terjadi antara ethanol dan Cu dengan tekanan atmosfer dan temperature 260-290°C. Asetaldehid yang di peroleh dengan cara destilasi, proses ini memiliki konversi sebesar 30 - 50% dengan kemurnian produk sebesar 95%.

3.1.2 Mekanisme Reaksi

Secara rinci mekanisme reaksi dapat di lihat dengan persamaan berikut :

1. Penyerapan fluida oleh padatan

   $CH_3CH_2OH \longrightarrow CH_3CH_2OH$

   teradsorbsi Pada tahap ini diperlukan temperatur yang tinggi dan tekanan yang rendah.
2. Aktivitas zat teradsorbsi

   CH_3CH_2OH ads $\longrightarrow$ CH_3CH_2OH

   Pada tahap ini diperlukan suhu yang tinggi.
3. Reaksi pada katalis

   $CH_3CH_2OH \longrightarrow CH_3CHO$ ads + H ads

   $H + H \longrightarrow H_2$ ads

   Pada tahap ini diperlukan temperatur yang tinggi.
4. Desorbsi dari zat hasil

CH_3CHO ads $\longrightarrow$ CH_3CHO

H_2 ads $\longrightarrow$ H_2

Pada tahap ini diperlukan temperatur yang tinggi dan tekanan yang rendah. (Mc. Ketta,1977)

3.1.3 Kondisi Operasi

Asetaldehid secara komersial diproduksi dengan proses dehidrogenasi fasse uap etil alcohol dengan menguapkan ethanol dan mereaksikan diatas katalis Cu pada suhu 260-290℃ pada tekanan atmosfer. Pada kondisi tersebut reaktan berupa fase gas maka digunakan reactor jenis fix bed multitube.

3.1.4 Tinjauan Kinetika

$CH_3CH_2OH + H_2O \longrightarrow CH_3CHO + H_2 + H_2O$

Di dapatkan energi potensial sebesar = 88.0 kcal/mol
Dengan n=2
Orde reaksi tersebut = $3{,}31x10^{-1s-1}$ (H Takahashi, 2002)
Maka di ketahui bahwa orde reaksi adalah orde 1

Ditinjau dari kinetika reaksinya, kecepatan reaksi dehidrogenasi akan bertambah dengan naiknya suhu. Hal ini ditunjukkan oleh persamaan Arhenius :
$k = A \exp(-Ea/RT)$
$k = 8.39 \frac{dm^3}{g.h} . \exp(-11510 \frac{cal}{mol} / 0{,}082 \frac{L.atm}{gmol.K} . 563{,}15^\circ K)$
$k = 9{,}136 . 10^{-5}$ mol/L.s

Keterangan :
k = Konstanta kecepatan reaksi
A = Faktor frekuensi
T = Suhu (K)
Ea = Energi aktivasi
R = Konstanta gas ideal Diketahui (Tu-Li-Chen, 1993) :
A = 8,39 dm3 /g.h
T = 290℃
Ea = 11510 cal/mol
R = 0,082 L.atm/gmol.K

3.1.5 Tinauan Termodinamika

Reaksi yang terjadi adalah :

$CH_3CH_2OH \longrightarrow CH_3CHO + H_2$

$\Delta f\ CH_3CH_2OH = -235{,}03\ KJ/mol^{-1}$

$\Delta f\ CH_3CHO = -165{,}60\ KJ/mol^{-1}$

$\Delta Hr_{298} = \Delta Hf^o$ Produk - ΔHf^o Reaktan (Hill, 1997)

$= -165{,}60\ KJ/mol^{-1} - (-235{,}03\ KJ/mol^{-1})$

$= 69{,}43\ KJ/mol^{-1}$

Dari perhitungan di atas di dapatkan nilai ΔH positif, hal itu menunjukkan reaksi berjalan secara endotermis.

Bila dihitung menggunakan energi gibbs

$Gf^o\ CH_3CH_2OH = -167{,}90\ KJ/mol$

$Gf^o\ CH_3CHO = -133{,}56\ KJ/mol$

$Gf^o\ H2 = 0\ KJ/mol$

ƐΔGf = ΔGf Produk - ΔGf Reaktan (Hill, 1997)

= -133,56 KJ/mol + 0 KJ/mol – (-167,90 KJ/mol)

= -34,34 KJ/mol

Karena nilai dari ΔGf negatif maka reaksi berlangsung secara spontan.

ΔGf = -RT ln K (Hill, 1997)

$K = \exp\left(\frac{\Delta Gf}{RT}\right)$

$= \exp\left(\frac{-34{,}34\ KJ/mol}{0{,}008314\ x\ 298{,}15}\right)$

= 103.8586,014

Karena nilai K besar maka reaksi berlangsung secara irreversible.

3.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Spesifikasi Alat Proses

1 Tangki penyimpanan ethanol

- Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku ethanol

Kode : T- 01

Kondisi : T =30 ℃ , P = 1 atm

- Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C
- Tipe : Silinder tegak dan beratap torispherical
- Waktu penyimpanan : 30 hari
- Jumlah : 1
- Volume tangki : 4977644,6187 m^3
- Dimensi tangki : Diameter = 21 m
  Tinggi = 15 m
- Tebal shell : 1 in
- Harga : $ 580.980

2 Tangki penyimpanan asetaldehid

- Fungsi : Untuk menyimpan produk asetaldehid

  Kode : T- 02

  Kondisi : T =30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C
- Tipe : Silinder tegak dan beratap torispherical
- Waktu penyimpanan : 30 hari
- Jumlah : 1
- Volume tangki : 3669 m^3
- Dimensi tangki : Diameter = 18 m
  Tinggi = 12 m
- Tebal shell : 1 in
- Harga : $ 411.230

3 Vaporizer

- Fungsi :Menguapkan dan memanaskan ethanol sebagai umpan reaktor.
- Kode : V-01

- Tipe : Shell and Tube
- Spesifikasi tube
  - OD : 3/4 in
  - ID tube : 0,620 in
  - BWG : 16
  - Susunan : in- square pitch, 1 in
  - Jumlah tube : 26 tube
  - Passes : 2
  - Flow area : 0,302 in
  - Panjang tube : 16 ft
  - Surface per lin ft : 0,1963 ft2
- Spesifikasi shell
  - Ids : 8 in
  - Baffle spacing : 4 4/5 in
  - Passes : 1
- Harga : $ 51.252,29

4 Reaktor

- Fungsi :Tempat berlangsungnya Reaksi dehidrogenasi etanol menjadi asetaldehid
- Kode : R-01
- Jenis : Fixed Bed Multi Tube
- Kondisi operasi : Non adiabatis – non Isothermal
  Temperatur : 290 °C
  Tekanan : 2 Atm
  Fase reaksi : Reaktan gas dengan katalis padat
- Jumlah : 1 buah
- Ud : 19,4026 Btu/h.ft2.F
- Uc : 20,7256 Btu/h.ft2.F

- Rd (dirt factor) : 0,00329
- Tinggi reaktor : 3,243 m
- Volume reaktor : 3,03 m^3
- Bahan Konstruksi : SA 283 Grade C

  Tube Side
- Jumlah Tube : 420 buah
- Panjang Tube : 118,11 in
- Jumlah Pass : 6
- Diameter luar : 1,25 in
- Diameter dalam : 1,15 in
- Waktu Tinggal : 2,25 detik
- Berat Katalis : 81,42 kg

  Shell side
- Isi : Steam
- Tebal dinding : 0,1875 in
- Diameter dalam : 44,665 in
- Diameter luar : 48 in
- Tebal head : 0,1875 in
- Harga : $ 1.058.257

5 Blower

- Fungsi : Mengalirkan gas keluaran Heater 1 menuju Reaktor
- Kode : BL– 1
- Jenis : Centrifugal blower
- Kondisi Operasi

  - T : 290 ℃
  - Pin : 2 atm
  - P out : 2,01 atm

- Jumlah : 1 unit
- Tenaga pompa : 0,05 Hp
- Harga : $ 3.756,08

6 Cooler 1

- Fungsi :Mendinginkan gas yang keluar dari Vaporizer
- Kode : CL-01
- Tipe : Shell and Tube
- Spesifikasi tube
  - OD : 3/4 in
  - ID tube : 0,620 in
  - BWG : 16
  - Susunan : in- square pitch, 1 in
  - Jumlah tube : 845 tube
  - Passes : 2
  - Flow area : 0,302 in
  - Panjang tube : 16 ft
  - Surface per lin ft : 0,1963 ft2
- Spesifikasi shell
  - Ids : 33 in
  - Baffle spacing : 19 4/5 in
  - Passes : 1
- Harga : $ 51.252,29

7 Cooler 2

- Fungsi :Mendinginkan gas yang keluar dari Reaktor
- Kode : CL-02
- Tipe : Shell and Tube
- Spesifikasi tube
  - OD : 3/4 in

- ID tube : 0,620 in
- BWG : 16
- Susunan : in- square pitch, 1 in
- Jumlah tube : 277 tube
- Passes : 2
- Flow area : 0,302 in
- Panjang tube : 16 ft
- Surface per lin ft : 0,1963 ft2

- Spesifikasi shell
  - Ids : 21 1/4 in
  - Baffle spacing : 12 3/4in
  - Passes : 1
- Harga : $ 77.666,00

8. Cooler 3

- Fungsi :Mendinginkan gas yang keluar dari Reaktor
- Kode : CL-02
- Tipe : Shell and Tube
- Spesifikasi tube
  - OD : 3/4 in
  - ID tube : 0,620 in
  - BWG : 16
  - Susunan : in- square pitch, 1 in
  - Jumlah tube : 481 tube
  - Passes : 2
  - Flow area : 0,302 in
  - Panjang tube : 16 ft
  - Surface per lin ft : 0,1963 ft2

- Spesifikasi shell

  - Ids : 35 in
  - Baffle spacing : 27 in
  - Passes : 1

- Harga : $ 100.200,00

9. Cooler 4

- Fungsi :Mendinginkan gas yang keluar dari MD-01
- Kode : CL-02
- Tipe : Shell and Tube
- Spesifikasi tube

  - OD : 3/4 in
  - ID tube : 0,620 in
  - BWG : 16
  - Susunan : in- square pitch, 1 in
  - Jumlah tube : 76 tube
  - Passes : 2
  - Flow area : 0,302 in
  - Panjang tube : 16 ft
  - Surface per lin ft : 0,1963 ft2

- Spesifikasi shell

  - Ids : 12 in
  - Baffle spacing : 7 1/5 in
  - Passes : 1

- Harga : $ 100.200,00

10. Flash Tank 1

- Fungsi :Memisahkan cairan dan uap sebelum masuk Reaktor
- Kode : FT-01
- Tipe : Vertikal drum
- Kondisi operasi
- - T : 63,4 ℃
- - P : 1,5 atm
- Spesifikasi
- - Diameter : 0,987 m
- - Tinggi : 1,66 m
- - Tebal shell : 0,1875 in
- - Tebal head : 0,1875 in
- Jumlah : 1
- Harga : $ 10.584

11. Flash Tank 2

- Fungsi :Memisahkan cairan dan uap sebelum masuk Menara Destilasi 1
- Kode : FT-02
- Tipe : Vertikal drum
- Kondisi operasi

  - T : 63,4 ℃
  - P : 1,5 atm
- Spesifikasi

  - Diameter : 1,02594 m
  - Tinggi : 1,691 m
  - Tebal shell : 0,1875 in

- Tebal head : 0,1875 in

- Jumlah : 1
- Harga : $ 10.584

12. Absorber

- Fungsi :Menyerap C_2H_5OH dan C_3CHO
- Kode : ABS-01
- Tipe : Packet Tower
- Bahan kontruksi : SA 283 Grade C
- Kondisi operasi
  - T : 30 ℃
  - P : 1,5 atm
- Spesifikasi
  - Diameter : 0,5 m
  - Tinggi Tangki : 7 m
  - Tebal head : 3/16 in
  - Tinggi head : 0,441 in
- Packing
  Diameter : 0,5 m
  Tinggi : 4,919 m
  Pressure drop : 0,0215 atm
- Jumlah : 1
- Harga : $ 10.602

13. Mixed Point

- Fungsi : Menaikkan suhu keluaran Mixed Point
- Kode : MP-01
- Spesifikasi
  Diameter tangki : 3,048 m
  Tinggi tangki : 2,4384 m

Tinggi total tangki : 3,0417 m

Jumlah plate : 3 buah

Tebal shell : 0,25 in

Tebal head : 0,375 in

Jumlah baffle : 4 buah

- Jenis pengaduk : the three-bladded mixing propeller
- Harga : $ 184.654

14. Heater 1

- Fungsi :Memanaskan keluaran Flash Tank 1
- Kode : HE-01
- Tipe : Shell and Tube
- Spesifikasi tube

  - OD : 3/4 in
  - ID tube : 0,620 in
  - BWG : 16
  - Susunan : in- square pitch, 1 in
  - Jumlah tube : 220 tube
  - Passes : 2
  - Flow area : 0,302 in
  - Panjang tube : 16 ft
  - Surface per lin ft : 0,1963 ft2
- Spesifikasi shell

  - Ids : 19 1/4 in
  - Baffle spacing : 11 5/9 in
  - Passes : 1
- Harga : $ 56.946,99

15. Heater 2

- Fungsi :Menaikkan suhu keluaran Mixed Point

- Kode : HE-02
- Tipe : Shell and Tube
- Spesifikasi tube
  - OD : 3/4 in
  - ID tube : 0,620 in
  - BWG : 16
  - Susunan : in- square pitch, 1 in
  - Jumlah tube : 76 tube
  - Passes : 2
  - Flow area : 0,302 in
  - Panjang tube : 16 ft
  - Surface per lin ft : 0,1963 ft2
- Spesifikasi shell
  - Ids : 12 in
  - Baffle spacing : 7 1/5 in
  - Passes : 1
- Harga : $ 21.809,49

16. Heater 3

- Fungsi :Menaikkan suhu keluaran Menara Deatilasi 2
- Kode : HE-03
- Tipe : Shell and Tube
- Spesifikasi tube
  - OD : 3/4 in
  - ID tube : 0,620 in
  - BWG : 16
  - Susunan : in- square pitch, 1 in
  - Jumlah tube : 166 tube
  - Passes : 2

- Flow area : 0,302 in
- Panjang tube : 16 ft
- Surface per lin ft : 0,1963 ft2

- Spesifikasi shell
  - Ids : 17 1/4 in
  - Baffle spacing : 10 1/3 in
  - Passes : 1
- Harga : $ 31.623,75

17. Menara Destilasi 1

- Fungsi :Memisahkan asetaldehid dari ethanol dan air
- Kode : MD-01
- Bahan kontriksi : Stainless Steel Grade SA-240 tipe 304
- Tipe : Plate Tower
- Kondisi umpan
  - T : 355,231˚K = 82,081 ℃
  - P : 1 atm
- Puncak Menara :
  - T : 295,138˚K = 21,988℃
  - P : 1 atm
- Dasar menara :
  - T : 368,805˚K = 95,655℃
  - P : 1 atm
- Spesifikasi :
  - Diameter : 0,81 m
  - Tinggi menara : 14,95 m
  - Tebal shell : 0,19 in
  - Tebal head : 0,17 in
- Jumlah plate : 25

- Lokasi umpan : 5
- Harga : $ 266.560

18. Menara Destilasi 2

- Fungsi :Memisahkan ethanol untuk direcycle
- Kode : MD-01
- Bahan kontriksi : Stainless Steel Grade SA-240 tipe 304
- Tipe : Plate Tower
- Kondisi umpan

  T : 317,730 ˚K = 44,580 ℃

  P : 0,4 atm
- Puncak Menara

  T : 307,6805049˚K = 34,53050493℃

  P : 0,4 atm
- Dasar menara

  T : 323,1523285˚K = 50,00232849℃

  P : 0,4 atm
- Spesifikasi :

  - Diameter : 3,98 m
  - Tinggi menara : 21,5 m
  - Tebal shell : 0,12 in
  - Tebal head : 0,20 in
- Jumlah plate : 40
- Lokasi umpan : 5
- Harga : $ 469.510

19. Condensor 1

- Fungsi : Mengembunkan uap hasil atas Menara Destilasi 1
- Kode : CD-01

- Tipe : Shell and Tube
- Spesifikasi tube
  - OD : 0,75 in
  - ID tube : 0,652 in
  - BWG : 18
  - Susunan : in- tringualer pitch
  - Jumlah tube : 766 tube
  - Passes : 1
  - Flow area : 0,334 in
  - Panjang tube : 20 ft
  - Surface per lin ft : 0,1963 ft2
  - Pressure drop : 0,5120 psia
- Spesifikasi shell
  - Ids : 31 in
  - Baffle spacing : 6 1/5 in
  - Passes : 4
  - Pressure drop : 0,0006 psi
- Harga : $ 107.351

20. Condensor 2

- Fungsi : Mengembunkan uap hasil atas Menara Destilasi 2
- Kode : CD-02
- Tipe : Shell and Tube
- Spesifikasi tube
  - OD : 0,75 in
  - ID tube : 0,652 in
  - BWG : 18
  - Susunan : in- tringualer pitch, 0,9375 in

- Jumlah tube : 766 tube
- Passes : 1
- Flow area : 0,334 in
- Panjang tube : 20 ft
- Surface per lin ft : 0,1963 ft2
- Pressure drop : 0,1280 psia

- Spesifikasi shell
  - Ids : 31 in
  - Baffle spacing : 6 1/5 in
  - Passes : 1
  - Pressure drop : 0,0005 psi
- Harga : $ 14.782

21. Accumulator 1

- Fungsi : Menampung keluran Menara Destilasi 1
- Kode : AC-01
- Tipe : Tangki silinder horizontal
- Bahan kontruksi : Stainless Steel SA.283 Grade C
- Jumlah : 1
- Volume : 13,80 ft^3
- Dimensi tangki
  - Diameter : 0,46 m
  - Panjang : 2,735 m
  - Panjang tangki total : 2,9902 m
  - Tebal shell : 0,19 in
  - Tebal head : 0,19 in
- Harga : $ 3.029

22. Accumulator 2

- Fungsi : Menampung keluaran Menara Destilasi 2

- Kode : AC-02
- Tipe : Tangki silinder horizontal
- Bahan kontruksi : Stainless Steel SA.283 Grade C
- Jumlah : 1
- Volume : 13,79 ft^3
- Dimensi tangki

  Diameter : 0,46 m

  Panjang : 2,731 m

  Panjang tangki total : 2,9894m

  Tebal shell : 0,19 in

  Tebal head : 0,19 in
- Harga : $ 3.150

23. Reboiler 1

- Fungsi :Menguapkan cairan hasil bawah Menara Destilasi 1
- Kode : RB-01
- Tipe : Shell and Tube
- Spesifikasi tube

  - OD : 3/4 in

  - ID tube : 0,62 in

  - BWG : 16

  - Susunan : in- square pitch, 1 in

  - Jumlah tube : 20 tube

  - Passes : 4

  - Flow area : 0,302 in

  - Panjang tube : 20 ft

  - Surface per lin ft : 0,1963 ft2

  - Pressure drop : 0,1406 psia

- Spesifikasi shell
  - Ids : 8 in
  - Baffle spacing : 4 4/5 in
  - Passes : 1
  - Pressure drop : 0,0966 psi
- Harga : $ 1.333

24. Reboiler 2

- Fungsi :Memanaskan hasil bawah Menara Destilasi 2
- Kode : RB-02
- Tipe : Shell and Tube
- Spesifikasi tube
  - OD : 0,75 in
  - ID tube : 0,62 in
  - BWG : 18
  - Susunan : in- tringualer pitch, 1 in
  - Jumlah tube : 20 tube
  - Passes : 4
  - Flow area : 0,334 in
  - Panjang tube : 26 ft
  - Surface per lin ft : 0,1963 ft2
  - Pressure drop : 0,3377psia
- Spesifikasi shell
  - Ids : 8 in
  - Baffle spacing : 4 4/5 in
  - Passes : 1
  - Pressure drop : 0,0317 psi
- Harga : $ 1.454

25. Pompa 1

- Fungsi : Untuk mengalirkan umpadn dari T-01 menuju Vaporizer
  Kode : P- 1
  Kondisi : T =30 ℃ , P = 2 atm
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 24,077 gpm
- Head pompa : 10,310 ft
- Power pompa : 10,1 hp
- Power motor : 15 hp
- Ukuran pipa:
  - D nominal : 2 in
  - Sch : 40
  - ID : 2,07 in
  - OD : 2,38 in
  - flow area per pipe (at) : 2,35 in2
- Harga : $ 8.966,12

26. Pompa 2

- Fungsi : Mengalirkan umpan dari flash tank2 menuju mixe point
- Kode : P - 2
- Kondisi : T = 63,4 ℃ , P = 1 atm
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 1 gpm
- Head pompa : 10,2947 ft
- Power pompa : 3,4 hp
- Power motor : 5 hp
- Ukuran pipa:
  - D nominal : 1,5 in

- Sch : 40
- ID : 0,622 in
- OD : 0.84 in
- flow area per pipe (at) : 0,30 in2

- Harga : $ 10,662,42

27. Pompa 3

- Fungsi : Mengalirkan umpan dari absorber menuju mixed point
- Kode : P - 3
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 42 gpm
- Head pompa : 11,580 ft
- Power pompa : 11,1 hp
- Power motor : 15 hp
- Ukuran pipa:
  - D nominal : 2,5 in
  - Sch : 40
  - ID : 2, in
  - OD : 2,88 in
  - flow area per pipe (at) : 3,35 in2
- Harga : $ 8,966,12

28. Pompa 4

- Fungsi : Mengalirkan umpan dari mixe point menuju menara destilasi 1
- Kode : P - 4
- Kondisi : T = 46,7 ℃ , P = 1 atm
- Tipe : Centrifugal pump

- Laju alir pompa : 42 gpm
- Head pompa : 10,8987 ft
- Power pompa : 83 hp
- Power motor : 10 hp
- Ukuran pipa:
  - D nominal : 2,5 in
  - Sch : 40
  - ID : 2 in
  - OD : 2,88 in
  - flow area per pipe (at) : 4,79 in2
- Harga : $ 8,966,12

29. Pompa 5

- Fungsi : Mengalirkan umpan dari menara destilasi 1 menuju menara destilasi 2
- Kode : P - 5
- Kondisi : T = 95,9℃ , P = 1 atm
- Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 20 gpm
- Head pompa : 10,2252 ft
- Power pompa : 9,3 hp
- Power motor : 15 hp
- Ukuran pipa:
  - D nominal : 2 in
  - Sch : 40
  - ID : 2 in
  - OD : 2,38 in
  - flow area per pipe (at) : 3,35 in2

- Harga : $ 8.966,12

30. Compressor

- Fungsi : Mengalirkan umpan dari menara destilasi 2 menuju UPL
- Kode : P – 5
- Kondisi : T = 78,5 ℃ , P = 2 atm
- Power : 8,4 Hp
- Jumlah stage : 1
- Harga : $ 13.201,86

31. Expension valve 1

- Fungsi : Menurunkan tekanan keluaran vaporizer menuju Flash Tank
- Kode : EV – 1
- Jenis : Globe valve
- Kondisi Operasi
  - T : 127 ℃
  - Pin : 2 atm
  - P out : 1,5 atm
- Spesifikasi
  - D nominal : 1 1/2 in
  - Sch : 40
  - ID : 1,61 in
  - OD : 1,90 in
  - flow area per pipe (at) : 2,010 in^2
- Harga : $ 90.85

32. Expension valve 2

- Fungsi : Menurunkan tekanan keluara Reaktor menuju Flash Tank 2

- Kode : EV – 2
- Kondisi Operasi
  - T : 63,4 ℃
  - Pin : 2 atm
  - P out : 1,5 atm
- Spesifikasi
  - D nominal : 1 1/2 in
  - Sch : 40
  - ID : 1,61 in
  - OD : 1,90in
  - flow area per pipe (at) : 2,010 in2
- Harga : $ 90,85

33. Expension valve 3

- Fungsi : Menurunkan tekanan keluara Flash Tank 2 menuju mixe point
- Kode : EV – 3
- Kondisi Operasi
  - T : 63,4 ℃
  - Pin : 1,5 atm
  - P out : 1 atm
- Spesifikasi
  - D nominal : 3/8 in
  - Sch : 40
  - ID : 0,269 in
  - OD : 0,405 in
  - flow area per pipe (at) : 0,058 in2
- Harga : $ 90,85

34. Expension valve 4

- Fungsi : Menurunkan tekanan keluara absorber menuju mixe point
- Kode : EV – 4
- Kondisi Operasi
  - T : 30 ℃
  - Pin : 1,5 atm
  - P out : 1 atm
- Spesifikasi
  - D nominal : 1 1/2 in
  - Sch : 40
  - ID : 1,61 in
  - OD : 1,90in
  - flow area per pipe (at) : 2,040 in2
- Harga : $ 90,85

3.2.2 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa 1

- Fungsi : Mengalirkan dari sungai menuju bak pengendap awal
- Kode : PU – 1
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 224,5241 gpm
- Head pompa : 10,7811 ft
- Power pompa : 3 hp
- Power motor : 5 hp
- Ukuran pipa

- D nominal : 4 in
- Sch : 40
- ID : 4,026 in
- OD : 4,5 in
- flow area per pipe (at) : 28,9 in2

- Harga : $ 7.000

2. Pompa 2

- Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap awal menuju bak penggumpal
- Kode : PU – 2
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 213,2979 gpm
- Head pompa : 20,5322 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 1 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 4 in
  - Sch : 40
  - ID : 4,026 in
  - OD : 4,5 in
  - flow area per pipe (at) : 28,9 in2
- Harga : $ 7.000

3. Pompa 3

- Fungsi : Mengalirkan air dari bak penggumpal menuju *clarifier*
- Kode : PU – 3

- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 202,6330 gpm
- Head pompa : 18,8091 ft
- Power pompa : 3 hp
- Power motor : 3 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 4 in
  - Sch : 40
  - ID : 4,026 in
  - OD : 4,5 in
  - flow area per pipe (at) : 28,9 in2
- Harga : $ 7000

4. Pompa 4

- Fungsi : Mengalirkan air dari *clarifier* menuju *sand filter*
- Kode : PU – 4
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 0,0183 gpm
- Head pompa : 18,0497 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 1 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 4 in
  - Sch : 40

- ID : 4,026 in
- OD : 4,5 in
- flow area per pipe (at) : 0,058 in2

- Harga : $ 7000

5. Pompa 5

- Fungsi : Mengalirkan air dari *sand filter* menuju bak penampungan sementara
- Kode : PU – 5
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 202,6330 gpm
- Head pompa : 18,8091 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 2 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 4 in
  - Sch : 40
  - ID : 4,026 in
  - OD : 4,5 in
  - flow area per pipe (at) : 28,9 in2
- Harga : $ 7000

6. Pompa 6

- Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung sementara menuju tangki air proses
- Kode : PU – 6
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel

- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 192,5014 gpm
- Head pompa : 18,7346 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 1 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 0,5 in
  - Sch : 40
  - ID : 0,622 in
  - OD : 0,84in
  - flow area per pipe (at) : 28,9 in2
- Harga : $ 2.060

7. Pompa 7

- Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung sementara meuju tangki klorinasi
- Kode : PU – 7
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 182,8763 gpm
- Head pompa : 18,6673 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 1 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 1,5 in
  - Sch : 40
  - ID : 1,61 in
  - OD : 1,9 in

- flow area per pipe (at) : 28,9 in2
- Harga : $ 3.756

8. Pompa 8

- Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju cooling tower
- Kode : PU – 8
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 173,7325 gpm
- Head pompa : 18,6066 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 1 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 4 in
  - Sch : 40
  - ID : 4,026 in
  - OD : 4,5 in
  - flow area per pipe (at) : 28,9 in2
- Harga : $ 7.000

9. Pompa 9

- Fungsi : Mengalirkan air dari cooling tower menuju unit pendingin
- Kode : PU – 9
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 12,0581 gpm

- Head pompa : 19,7556 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 1 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 4 in
  - Sch : 40
  - ID : 4,026 in
  - OD : 4,5 in
  - flow area per pipe (at) : 2,04 in2
- Harga : $ 7.000

10. Pompa 10

- Fungsi : Mengalirkan air dari tangki klorinasi ke tangki air bersih
- Kode : PU – 10
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 146,7983 gpm
- Head pompa : 18,1428 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 1 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 1 in
  - Sch : 40
  - ID : 1,049 in
  - OD : 1,32 in
  - flow area per pipe (at) : 0,058 in2
- Harga : $ 2.300

11. Pompa 11

- Fungsi : Mengalirkan air dari tangki air bersih untuk kebutuhan domestik
- Kode : PU – 11
- Kondisi : T = 30 °C , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 723,4883 gpm
- Head pompa : 25,5536 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 1 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 1 in
  - Sch : 40
  - ID : 1,049 in
  - OD : 1,32 in
  - flow area per pipe (at) : 2,04 in^2
- Harga : $ 15.267

12. Pompa 12

- Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung sementara menuju tangki kation-exchanger
- Kode : PU – 12
- Kondisi : T = 30 °C , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 12,0581 gpm
- Head pompa : 25,5217 ft
- Power pompa : 1 hp

- Power motor : 2 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 1,50 in
  - Sch : 40
  - ID : 1,610 in
  - OD : 1,90 in
  - flow area per pipe (at) : 2,04 in2
- Harga : $ 2.900

13. Pompa 13

- Fungsi : Mengalirkan larutan H2SO4 dari tangki H2SO4 menuju tangki kation-exchanger
- Kode : PU – 13
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 51,677 gpm
- Head pompa : 12,2725 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 1 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 0,50 in
  - Sch : 40
  - ID : 0,622 in
  - OD : 0,84 in
  - flow area per pipe (at) : 0,34 in2
- Harga : $ 1.200

14. Pompa 14

- Fungsi : Mengalirkan air dari tangki kation-exchanger menuju tangki anion-exchanger
- Kode : PU – 14
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 0,8613 gpm
- Head pompa : 12,3757 ft
- Power pompa : 2 hp
- Power motor : 2 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 0,50 in
  - Sch : 40
  - ID : 0,622 in
  - OD : 0,84 in
  - flow area per pipe (at) : 0,192 in2
- Harga : $ 2.900

15. Pompa 15

- Fungsi : Mengalirkan larutan NaOH dari tangki NaOH menuju tangki anion-exchanger
- Kode : PU – 15
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 122,7846 gpm
- Head pompa : 9,7536 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 1 hp

- Ukuran pipa
  - D nominal : 4 in
  - Sch : 40
  - ID : 4,026 in
  - OD : 4,50 in
  - flow area per pipe (at) : 12,7 in2
- Harga : $ 1.200

16. Pompa 16

- Fungsi : Mengalirkan air dari tangki anion-exchanger menuju tangki penampung air boiler
- Kode : PU – 16
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 122,7846 gpm
- Head pompa : 9,7536 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 2 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 4 in
  - Sch : 40
  - ID : 4,026 in
  - OD : 4,50 in
  - flow area per pipe (at) : 12,7 in2
- Harga : $ 2.900

17. Pompa 17

- Fungsi : Mengalirkan air dari tangki penampung air boiler menuju tangki deaerator

- Kode : PU – 17
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 0,2344 gpm
- Head pompa : 18,7613 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 2 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 0,25 in
  - Sch : 40
  - ID : 0,364 in
  - OD : 0,54 in
  - flow area per pipe (at) : 0,104 in2
- Harga : $ 2.900

18. Pompa 18

- Fungsi : Mengalirkan air dari tangki deaerator menuju boiler
- Kode : PU – 18
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 38,0285 gpm
- Head pompa : 14,9650 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 2 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 2,50 in

- Sch : 40
- ID : 2,469 in
- OD : 2,88 in
- flow area per pipe (at) : 4,79 in2

- Harga : $ 2.900

19. Pompa 19

- Fungsi : Mengalirkan larutan alum dari tangki alum menuju bak penggumpal
- Kode : PU – 19
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 38,0285 gpm
- Head pompa : 14,9650 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 1 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 2,50 in
  - Sch : 40
  - ID : 2,469 in
  - OD : 2,88 in
  - flow area per pipe (at) : 4,79 in^2
- Harga : $ 1.200

20. Pompa 20

- Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung sementara menuju bak air pendingin
- Kode : PU – 20
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm

- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 0,0012 gpm
- Head pompa : 18,0447 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 2 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 0,13 in
  - Sch : 40
  - ID : 0,269 in
  - OD : 0,41 in
  - flow area per pipe (at) : 0,058 in^2
- Harga : $ 7.000

21. Pompa 21

- Fungsi : Mengalirkan larutan klorin dari tangki klorin menuju tangki klorinasi
- Kode : PU – 21
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 38,0285 gpm
- Head pompa : 8,6673 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 1 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 2,50 in
  - Sch : 40
  - ID : 2,469 in

- OD : 2,88 in
- flow area per pipe (at) : 4,79 in2

- Harga : $ 1.200

22. Pompa 22

- Fungsi : Mengalirkan larutan N2H4 dari tangki N2H4 menuju tangki deaerator
- Kode : PU – 22
- Kondisi : T = 21 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 10,3664 gpm
- Head pompa : 8,4784 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 1 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 1,25 in
  - Sch : 40
  - ID : 1,380 in
  - OD : 1,66 in
  - flow area per pipe (at) : 1,5 in2
- Harga : $ 1.200

23. Pompa 23

- Fungsi : Mengalirkan asetaldehid dari menara destilasi 1 menuju tangki penyimpanan
- Kode : PU – 23
- Kondisi : T = 30 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump

- Laju alir pompa : 11,0782 gpm
- Head pompa : 8,7507 ft
- Power pompa : 5 hp
- Power motor : 5 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 1,25 in
  - Sch : 40
  - ID : 1,380 in
  - OD : 1,66 in
  - flow area per pipe (at) : 1,5 in2
- Harga : $ 4.430

24. Pompa 24

- Fungsi : Mengalirkan bahan baku ethanol menuju tangki penyimpanan ethanol
- Kode : PU – 24
- Kondisi : T = 15 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 2,0249 gpm
- Head pompa : 18,0446 ft
- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 1 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 14 in
  - Sch : 40
  - ID : 13,250 in
  - OD : 14 in
  - flow area per pipe (at) : 138 in^2

- Harga : $ 18.296

25. Pompa 25

- Fungsi : Mengalirkan air Downterm A dari Tangki Downterm A menuju Cooler 2
- Kode : PU – 25
- Kondisi : T = 15 °C , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 0,7369 gpm
- Head pompa : 18,0446 ft
- Power pompa : 20 hp
- Power motor : 20 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 10 in
  - Sch : 40
  - ID : 10,020 in
  - OD : 10,750 in
  - flow area per pipe (at) : 78,8 in2
- Harga : $ 14.418,49

26. Pompa 26

- Fungsi : Mengalirkan air Downterm A dari Tangki Downterm A menuju Condensor 1
- Kode : PU - 26
- Kondisi : T = 15 °C , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 0,8144 gpm
- Head pompa : 18,0447 ft

- Power pompa : 1 hp
- Power motor : 1 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 4 in
  - Sch : 40
  - ID : 4,026 in
  - OD : 4,5 in
  - flow area per pipe (at) : 12,7 in2
- Harga : $ 36.349

27. Pompa 27

- Fungsi : Mengalirkan air Downterm A dari Tangki Downterm A menuju Cooler 3
- Kode : PU – 27
- Kondisi : T = 15 ℃ , P = 1 atm
- Bahan : Comercial steel
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 3,7571 gpm
- Head pompa : 18,0446 ft
- Power pompa : 7,5 hp
- Power motor : 7,5 hp
- Ukuran pipa
  - D nominal : 16 in
  - Sch : 40
  - ID : 15,250 in
  - OD : 16 in
  - flow area per pipe (at) : 183 in2
- Harga : $ 20.234,36

28. Cooler

- Fungsi :Mendinginkan air pendinginan Downterm
- Kode : CLU-01
- Tipe : Shell and Tube
- Spesifikasi tube

  - OD : 3/4 in
  - ID tube : 0,620 in
  - BWG : 16
  - Susunan : in- square pitch, 1 in
  - Jumlah tube : 326 tube
  - Passes : 2
  - Flow area : 0,302 in
  - Panjang tube : 16 ft
  - Surface per lin ft : 0,1963 ft2

- Spesifikasi shell

  - Ids : 29 in
  - Baffle spacing : 17 2/5 in
  - Passes : 1

- Harga : $ 29.685

29. Cooling Tower

- Fungsi : Medinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan alat-alat proses dengan media udara.
- Jenis : induced draft cooling tower
- Kondisi Operasi

  T in : 85℃

  T out : 30℃

- Tenaga power : 0,05 Hp/ft^2

- Fan power : 3 Hp
- Harga : $ 103.473,89

30. Boiler

- Fungsi : Membuat saturated steam
- Bahan bakar : solar
- Kapasitas : 19.539.226 kj/jam
- Spesifikasi steam

  T : 340℃

  P : 145,9 Bar
- Luas perpindahan panas : 445,4760 ft^2
- Spesifikasi tangki
  - Tinggi : 13 m
  - Diameter : 7 m
- Harga : $ 532.757,72

31. Tangki Downterm

- Fungsi : Menampung air Downterm untuk air pendingin
- Bentuk : Tangki silinder tegak
- Waktu tinggal : 24 jam
- Spesifikasi
  - Volume : 47,9889 m^3
  - Diameter : 4 m
  - Tinggi : 4 m
- Harga : $ 12.116

32. Tangki udara tekan

- Fungsi : Menampung udara kering
- Bentuk : Tangki horizontal
- Waktu regenerasi : 24 jam

- Spesifikasi
  - Volume : 0,057 m^3
  - Diameter : 1 m
  - Tinggi : 1 m
- Harga : $ 1.575,13

33. Tangki Klorinasi

- Fungsi : Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga.
- Tipe : Tangki silinder berpengaduk.
- Waktu tinggal : 1 jam
- Volume tangki : 2,8 m^3
- Dimensi tangki : Diameter = 2 m
  Tinggi = 2 m
- Harga : $ 5.695

34. Tangki Kaporit

- Fungsi : Menampung kebutuhan kaporit selama 4 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki klorinasi.
- Tipe : Tangki silinder berpengaduk.
- Volume tangki : 0,0061677 m^3
- Dimensi tangki : Diameter = 1m
  Tinggi = 1 m
- Harga : $ 121

35. Tangki Air Bersih

- Fungsi : Menampung air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga.
- Tipe : Tangki silinder tegak
- Waktu tinggal : 24 jam

- Volume tangki : 67,2 m^3
- Dimensi tangki : Diameter = 5 m
  Tinggi = 5 m
- Harga : $ 30.533

36. Tangki Service Water

- Fungsi : Menampung air untuk keperluan layanan umum
- Tipe : Tangki silinder tegak
- Waktu tinggal : 24 jam
- Volume tangki : 4,8 m^3
- Dimensi tangki : Diameter = 2 m
  Tinggi = 2 m
- Harga : $ 2.544

37. Tangki Air Bertekanan

- Fungsi : Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum
- Tipe : Tangki silinder tegak
- Waktu tinggal : 24 jam
- Volume tangki : 4,8 m^3
- Dimensi tangki : Diameter = 2 m
  Tinggi = 2 m
- Harga : $ 2.544

38. Tangki NaCl

- Fungsi : Menampung larutan NaCl yang akan digunakan untu meregenerasi kation exchanger.
- Tipe : Tangki silinder
- Volume tangki : 4,2864 m^3
- Dimensi tangki : Diameter = 2 m

Tinggi = 2 m

- Harga : $ 2.302

39. Tangki Air Denim

- Fungsi : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga.
- Tipe : Tangki silinder tegak.
- Waktu tinggal : 24 jam
- Volume tangki : 211,9328 m^3
- Dimensi tangki : Diameter = 7 m
  Tinggi = 7 m
- Harga : $ 88.450

40. Tangki N_2H_4

- Fungsi : Menyimpan larutan N_2H_4
- Tipe : Tangki silinder tegak
- Waktu tinggal : 4 bulan
- Volume tangki : 8,9760 m^3
- Dimensi tangki : Diameter = 3 m
  Tinggi = 3 m
- Harga : $ 27.383

41. Tangki Larutan Alum

- Fungsi : Menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu
- Tipe : Tangki silinder tegak
- Waktu tinggal : 2 minggu
- Volume tangki : 4,2473 m^3
- Dimensi tangki : Diameter = 2 m
  Tinggi = 3 m
- Harga : $ 8.118

42. Bak Pengendapan I

- Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi
- Tipe : Bak persegi dengan beton bertulang
- Waktu tinggal : 10 jam
- Volume bak : 470,9307 m^3
- Panjang bak : 10 m
- Lebar bak : 10 m
- Tinggi bak : 5 m
- Harga : $ 1.817

43. Bak Pengendapan II

- Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk proses flokulasi ke 2)
- Tipe : Bak persegi dengan beton bertulang
- Waktu tinggal : 10 jam
- Volume bak : 447,3842 m^3
- Panjang bak : 10 m
- Lebar bak : 10 m
- Tinggi bak : 5 m
- Harga : $ 1.817

44. Bak Koagulasi dan Flokulasi

- Fungsi : Mengendapkan kotoran yang berupa disperse koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk mengumpulkan kotoran
- Waktu tinggal : 1 jam
- Volume bak : 47,0531 m^3
- Diameter bak : 4 m
- Tinggi bak : 4 m

- Harga : $ 1.817

45. Bak Sedimentasi

- Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi
- Tipe : Bak persegi dengan beton bertulang
- Waktu tinggal : 10 jam
- Volume bak : 49,5717 m^3
- Panjang bak : 10 m
- Lebar bak : 10m
- Tinggi bak : 5 m
- Harga : $ 1.817

46. Bak penampungan sementara

- Fungsi : Menampung sementara raw water setelah disaring di sand filter
- Tipe : Bak persegi dengan beton bertulang dilapisi porselin
- Waktu tinggal : 1 jam
- Volume bak : 40,3421 m^3
- Panjang bak : 5 m
- Lebar bak : 5 m
- Tinggi bak : 3 m
- Harga : $ 1.817

47. Bak Air Pendingin

- Fungsi : Menampung kebutuhan air pendingin
- Tipe : Bak persegi persegi pangjang
- Waktu tinggal : 1 jam
- Volume bak : 28,5116 m^3
- Panjang bak : 4 m

- Lebar bak : 4 m
- Tinggi bak : 2 m
- Harga : $ 1.817

48. Bak Screening

- Fungsi : Menyaring kotoran yang berukuran besar
- Bahan : Alumunium
- Ukuran lubang : 1 cm
- Volume air : 443447 kg/jam
- Panjang : 10 ft
- Lebar : 8 ft
- Harga : $ 1.817

49. Sand Filter

- Fungsi : Menyaring partikel halus yang ada dalam air sungai
- Volume bak : 4,7527 m^3
- Panjang bak : 3 m
- Tinggi bak : 2 m
- Harga : $ 3.029

50. Mixed Bed

- Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation dan anion
- Waktu operasi : 14 jam
- Diameter : 0,8757 m
- Luas penampang : 6,4799 ft^2
- Tinggi tangki : 2 m
- Volume bed : 0,7645 m^3 :
- Tinggi bed : 2 m
- Harga : $ 20.331

51. Deaerator

- Fungsi : Menghilangkan gas CO_2 dan O_2 yang terikat dalam feed water
- Tipe : Tangki silinder tegak
- Waktu tinggal : 1 jam
- Volume tangki : 8,8305 m^3
- Diameter tangki : 3 m
- Tinggi tangki : 3 m
- Harga : $ 6.058

3.3 Perancangan Produk

3.3.1 Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan asetaldehid di Indonesia, tersedianya baha baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan asetaldehid di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di indonesia. Dari data statistik dibawah ini menunjukkan kenaikkan permintaan asetaldehid dari luar negeri.

Table 3.1 Data Statistik Kenaikan Permintaan Asetaldehid

Tahun	Jumlah (ton/tahun)
2014	16509,197
2015	16528,557
2016	16520,151
2017	18163,446
2018	17998,544
2019	18112,533
2020	17824,150

Berdasarkan data statistik diatas, diperkirakan kebutuhan asetaldehid akan terus meningkat pada tahun-tahun mendatang, sejalan dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan asetaldehid sebagai bahan baku. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan dirancang adalah 12.000 ton/tahun. Dengan pertimbangan kapasitas pabrik tersebut, diasumsikan bahwa sisa produk (Asetaldehid) sudah memenuhi kebutuhan pasar dalam negeri bisa diimpor ke luar negeri guna menambah income dalam negeri. Kapasitas perancangan ini didasarkan pada pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

1) Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri yang cenderung meningkat dari tahun ke tahun.
2) Kapasitas yang ditetapkan masih menguntungkan, mengingat kapasitas pabriknya sudah ada dan mampu memberikan keuntungan.
3) Tersedianya bahan baku yang memenuhi.

3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Peralatan Proses

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

1. Kemampuan Pasar

   Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

   a) Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
   b) Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :
      1. Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.

2. Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
3. Mencari daerah pemasaran.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umunya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain:

a) Material (bahan baku) Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.
b) Manusia (tenaga kerja) Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat.
c) Mesin (peralatan) Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat berpengaruh pada keberadaan suatu industri, baik dari segi komersil, maupun kemungkinan pengembangan di masa yang akan datang. Banyak faktor yang harus dipertimbangkan dalam memilih lokasi pabrik. Pendirian pabrik direncanakan di Sragen, Jawa Tengah. Pertimbangan-pertimbangan yang diambil untuk lokasi ini adalah sebagai berikut :

a. Sumber Bahan Baku

   Bahan baku adalah faktor utama dalam penentuan lokasi pabrik ini. Pabrik asetaldehid ini akan didirikan di Solo. Karena dekat dengan sumber bahan baku yaitu ethanol. Bahan baku ethanol diperoleh dari PT. Acidatama Surakarta, dimana kapasitas produksinya relatif besar. Melihat kondisi ini, diharapkan kebutuhan bahan baku pabrik akan dengan mudah dapat terpenuhi sehingga menjaga kontinyuitas operasional pabrik.

b. Pangsa pasar

   Penjualan dari suatu produk yang dihasilkan oleh suatu pabrik haruslah jelas, karena dapat mempengaruhi nilai penjualan dari produk yang dihasilkan. Produk

yang dihasilkan haruslah sesuai dengan permintaan dari konsumen yang akan membeli produk tersebut, baik dari segi kualitas produk, harga, bentuk dan sebagainya yang mana semua itu harus terpenuhi.

c. Iklim

Kondisi alam (iklim) dari area yang akan dibangun pabrik harus mendukung, dalam arti kondisinya memang harus sesuai dengan yang dibutuhkan. Dalam hal ini, pemilihan lokasi pabrik di Solo sudah memenuhi kriteria lokasi dengan iklim yang baik. Sehingga tidak diperlukan penyesuaian lain dari segi alat proses untuk mendukung kondisi operasi yang dibutuhkan.

d. Fasilitas transportasi

Pendirian pabrik harus ditempatkan dekat dengan pasar, bahan baku, atau dekat persimpangan antara pasar dan bahan baku dan dapat juga dengan pelabuhan, jalan kereta api, jalan raya, yang mana bertujuan untuk memudahkan trasportasi dan mengurangi biaya yang dikeluarkan baik oleh perusahaan ataupun oleh karyawan.

e. Fasilitas air

Pabrik yang akan didirikan haruslah dekat dengan sumber air. Dalam hal ini, sumber air yang diperoleh dari Bengawan Solo dimana semakin dekat dengan lokasi sumber air maka jalannya proses suatu pabrik akan lebih mudah. Jalannya dari suatu proses sangatlah membutuhkan air yang banyak baik untuk proses produksi, aktifitas kantor, dan sebagainya.

f. Tenaga Kerja

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

g. Perluasan pabrik

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

h. Peraturan daerah

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

i. Karakteristik daerah dan masyarakat

Keadaan sekitar lahan pabrik haruslah diamati atau dimengerti, dengan maksud agar pada saat pabrik telah berdiri tidak ada masalah yang akan berkembang, misal : dapat menggunakan potensi-potensi yang ada, baik potensi alam sekitar ataupun potensi dari masyarakat sekelilingnya. Juga harus mempertimbangkan besar/kecilnya dampak yang akan ditimbulkan pabrik terhadap lingkungan sekitar. Juga harus mempertimbangkan kondisi sosial masyarakat yang ada di sekitar pabrik, sebisa mungkin harus bisa diterima oleh masyarakat.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak adalah tempat kedudukan keseluruhan bagian dari perusahaan yang meliputi tempat kerja alat, tempat kerja orang, tempat penimbunan bahan dan hasil, tempat utilitas, perluasan, dan lain-lain. Setelah proses flow diagram disusun, sebelum disain pemipaan struktural dan listrik dinilai, maka lay out proses pabrik dan peralatan harus direncanakan terlebih dahulu. Perencanaan lay out pabrik meliputi : perencanaan storage area, process area dan handling area. Pertimbangan yang perlu diperhatikan dalam lay out pabrik adalah:

1. Tanah yang tersedia

2. Tipe dan kualitas produk
3. Kemungkinan pengembangan pabrik dimasa mendatang
4. Distribusi bahan baku, produk, air, listrik, dan lain-lain
5. Keadaan lingkungan, cuaca dan sosial
6. Keamanan terhadap kebakaran, gas beracun dan bentuk bangunan
7. Pengaturan terhadap penggunaan lantai ruangan dan elevasi

Adapun perincian luas tanah sebagai bagunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan

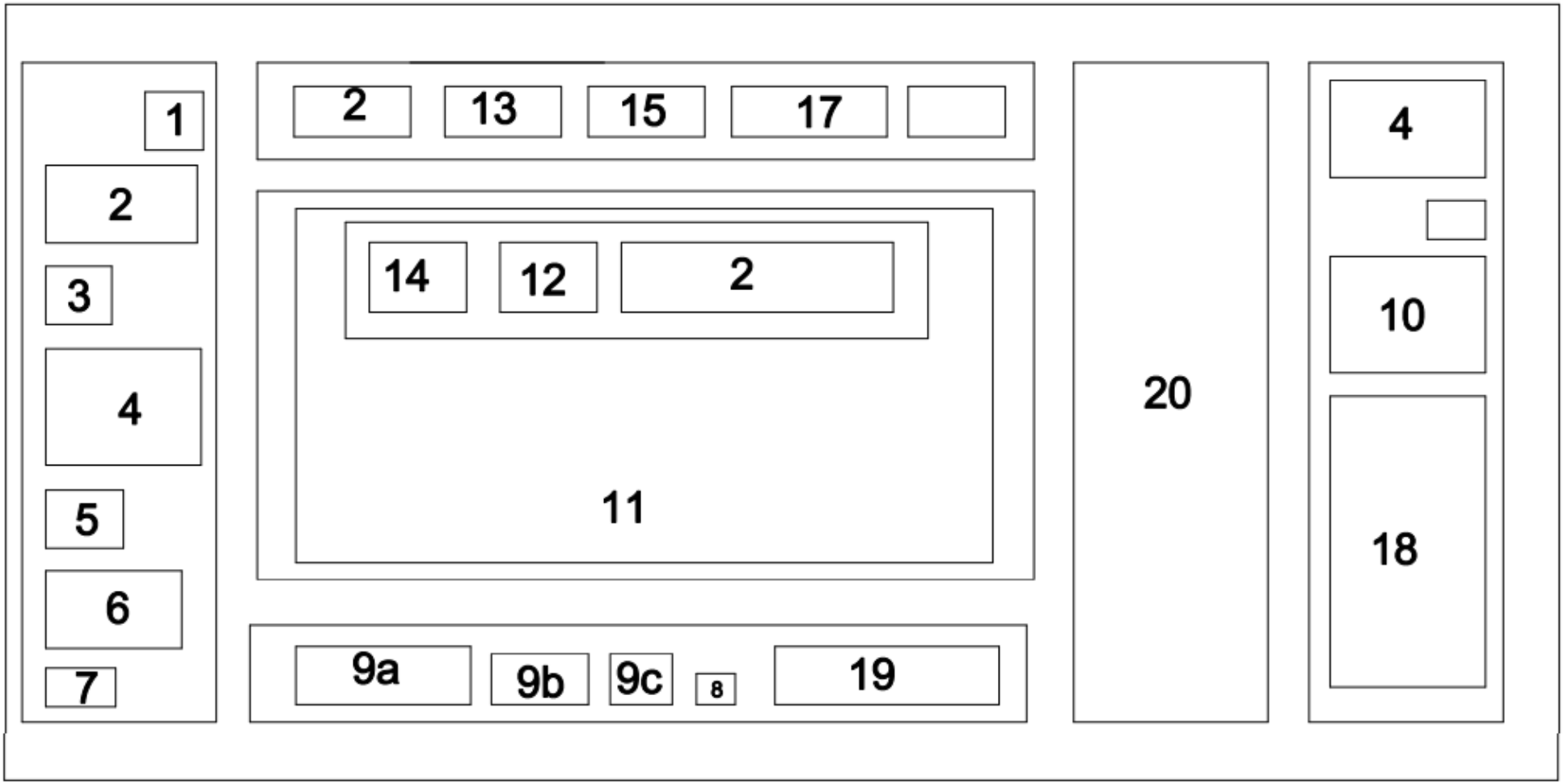
No	**lokasi**	**panjang**	**lebar**	**luas**
		m	**m**	**m^2**
1	Pos Keamanan	5	4	20
2	Area Parkir Utama	13	20	260
3	Musholla	12	10	120
5	Gudang Peralatan	15	13	195
6	Kantin	10	8	80
7	Perkantoran	30	20	600
8	Gedung Serba Guna	20	10	200
9	Laboratorium	13	15	195
10	Area Timbang Truk	11	6	66
11	Area Parkir Truk	20	15	300
12	Area Utilitas	30	20	600
13	Perpustakaan	10	13	130
14	Poliklinik	17	8	136
15	Area Proses	150	100	15000
16	Control Room	26	10	260
17	Control Utilitas	10	10	100
18	Area Mess	16	36	576
19	Bengkel	13	25	325
20	Unit Pemadam Kebakaran	17	15	255
21	Taman	20	20	400
22	Daerah perluasan	150	100	15000
	Luas Bangunan			**19418**

	Luas Tanah	608	478	**34818**	

4.3Tata Letak Alat Proses

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

1. Aliran bahan baku dan produk Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.
2. Aliran udara Aliaran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.
3. Pencahayaan Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.
4. Lalu lintas manusia dan kendaraan Dalam perancangan lay out peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.
5. Pertimbangan Ekonomi Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.
6. Jarak antar alat proses Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya



Gambar 4.1 Lay Out Pabrik

Keterangan :

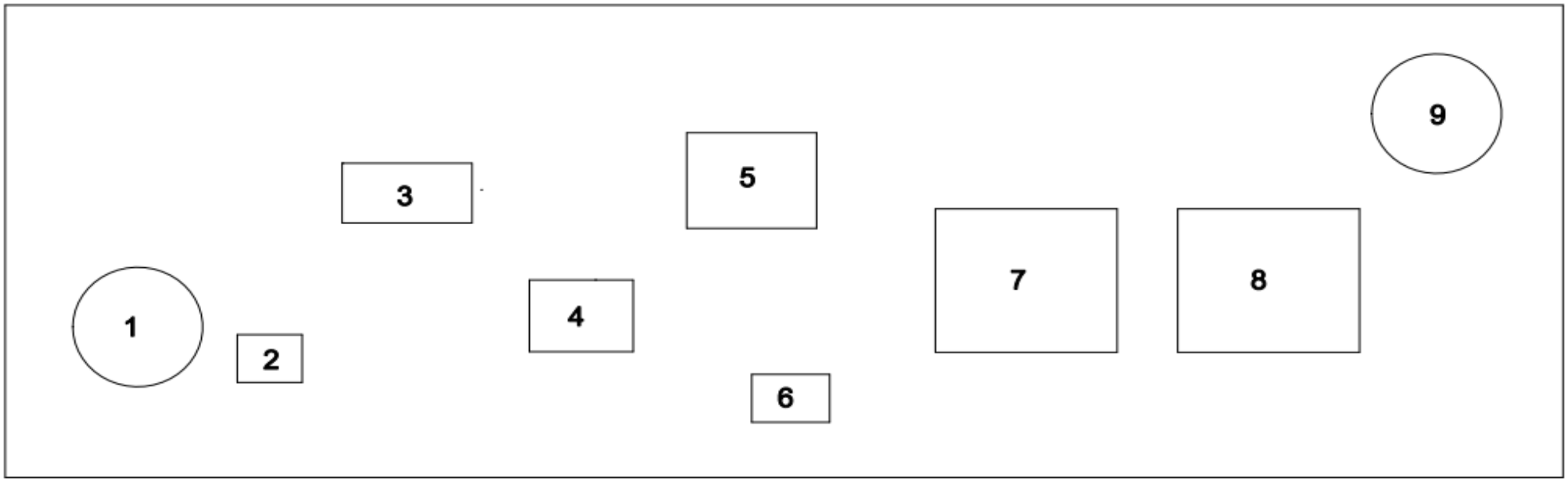
1. Pos satpam
2. Area Parkir
3. Kantin
4. Gudang Bahan Kimia
5. Taman/jalur hijau
6. Bengkel dan gudang alat
7. Pemadam kebakaran
8. Pembangkit Listrik

9a. Pengolahan air

9b. Penyimpanan Bahan Bakar

9c. Pembangkit steam

10. Area perluasan parkir
11. Area proses produksi
12. Ruang control
13. Poliklinik
14. Laboratorium
15. Perpustakaan
16. Kantor
17. Mushola
18. Perumahan
19. Unit Pengolahan Limbah
20. Area Perluasan Pabrik



Gambar 4.2 Ley Out Tata Letak Alat Proses

Keterangan:

1. Tangki Bahan Baku
2. Vaporizer
3. Reaktor
4. Flash Tank
5. Absorber
6. Mixed Point
7. Menara Destilasi I
8. Menara Destilasi II
9. Tangki Produk

4.4 Aliran Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

komponen	INPUT		OUTPUT		
	T-1	ABSORBER	Flare System	T-2	UPL
C2H5OH	37945			147	1097
H2O	1521	36705		19	36877
CH3CHO				36364	0
H2			1668	0	0
Jumlah	39466	36705	1668	36529	37974
Total	76172		76172		

4.4.2 Neraca Massa per Alat

4.4.2.1 Neraca Massa Vaporizer

Table 4.3 Neraca Massa Vaporizer

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	T-01	vaporizer	flash tank	3
C2H5OH	37945	7990,42	387,1325346	50327,26
H20	1521,49	289,81	19,50023015	1830,80
TOTAL	52158,06			52158,06

4.4.2.2 Neraca Massa Flash Tank 1

Tabel 4.4 Neraca Massa Flash Tank 1

komponen	masuk (Kg/Hari)	Keluar (Kg/Hari)	
		Vapor	Liquid
C2H5OH	40261,806	39871,673	390,134
H2O	1464,640	1444,930	19,710
CH3CHO	0,000	0,000	0,000
H2	0,000	0,000	0,000
Jumlah	41726,446	41316,603	409,844
Total	41726,446	41726,446	

4.4.2.3 Neraca Massa Reaktor

Tabel 4.5 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk	Keluar	
	Massa (Kg/hari)	Komponen	Massa (Kg/hari)
C2H5OH	73552,895	C2H5OH	36709,075
H2O	2528,088	H2O	1331,417
CH3CHO	155,442	CH3CHO	36527,999
H2	0,000	H2	1667,936
Total	76236,426	Total	76236,426

4.4.2.4 Neraca Massa Flash Tank 2

Table 4.6 Neraca Massa Flash Tank 2

komponen	masuk (Kg/Hari)	Keluar (Kg/Hari)	
		Vapor	Liquid
C2H5OH	36709,075	36705,439	3,635
H2O	1331,417	1331,227	0,190
CH3CHO	36527,999	36526,473	1,526
H2	1667,936	1667,931	0,005
Jumlah	76236,426	76231,070	5,356
Total	76236,426	76236,426	

4.4.2.5 Neraca Massa Absorber

Tebal 4.7 Neraca Massa Absorber

Komponen	Masuk	Vapor	Liquid
C2H5OH	36705,439	0	36705,439
H2O	1331,227	0	1331,227
CH3CHO	36526,473	0	36526,473
H2	1667,931	1667,930701	0
H2O Penyerap	36705,439	0	36705,439
Jumlah	112936,509	1667,930701	111268,578
Total	112936,509	112936,509	

4.4.2.6 Neraca Massa Mixed Point

Tabel 4.8 Neraca Massa Mixed Point

No	Komponen	BM	INPUT				OUTPUT	
			Dari Flash Tank		Dari Absorber		Hasil Campuran	
		kg/kmol	kmol/Hari	kg/Hari	kmol/Hari	kg/Hari	kmol/Hari	kg/Hari
1	C2H5OH	46,07	0,079	3,635	796,732	36705,439	796,811	36709,075
2	H2O	18,02	0,011	0,190	2110,803	38036,666	2110,813	38036,857
3	CH3CHO	44,05	0,035	1,526	829,205	36526,473	829,239	36527,999
4	H2	2,02	0,002	0,005	0,000	0,000	0,002	0,005
Total			0,127	5,356	3736,740	111268,578	3736,866	111273,935
(Kmol/Hari)			3736,866				3736,866	
(Kg/Jam)			111273,935				111273,935	

4.4.2.7 Neraca Massa Menara Destilasi 1

Tabel 4.9 Neraca Massa Menara Destilasi I

Komponen	Masuk	Destilat	Bottom
	Massa (Kg/Hari)	Massa (Kg/Hari)	Massa (Kg/Hari)
C2H5OH	36709,075	146,836	36562,238
H2O	38036,857	19,018	38017,838
CH3CHO	36527,999	36363,623	164,376
H2	0,000	0	0,000
Jumlah	111273,930	36529,477	74744,452

4.4.2.8 Neraca Massa Menara Destilasi II

Tabel 4.10 Neraca Massa Menara Destilasi II

Komponen	Masuk	Destilat	Bottom
	Massa (Kg/Hari)	Massa (Kg/Hari)	Massa (Kg/Hari)
C2H5OH	36562,238	35465,371	1096,867
H2O	38017,838	1140,535	36877,303
CH3CHO	164,376	164,376	0,000
H2	0,000	0,000	0,000
Jumlah	74744,452	36770,282	37974,170
Total	74744,452	74744,452	

4.4.3 Neraca Panas

4.4.3.1 Neraca Panas Vaporizer

Tabel 4.11 Neraca Panas Vaporizer

komponen	**Aliran Masuk**	**Aliran Keluar**
	Kj/hari	***Kj/hari***
Qin	3717643,4003	
Qout		77971706,1126
Qsteam	74254062,712	
Total	77971706,113	77971706,1126

4.4.3.2 Neraca Panas Reaktor

Tabel 4.12 Neraca Panas Flash Tank 1

Komponen	Aliran Masuk	Aliran Keluar
	Kj/hari	***Kj/hari***
Qin	6784142,579	
Qouttop		3853186,639
Qoutbottom		63484,52064
Q		2867471,42
Total	6784142,579	6784142,579

4.4.3.3 Neraca Panas Reaktor

Tabel 4.13 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Aliran Masuk	Aliran Keluar
	Kj/hari	***Kj/hari***
Qin	12386305,068	
Qout		43071489,267
Qreaksi	66697,2512	
Qsteam		-30618486,948
Total	12453002,319	12453002,319

4.4.3.4 Neraca Panas Flash Tank

Tabel 4.14 Neraca Panas Flash Tank

Komponen	Aliran Masuk	Aliran Keluar
	Kj/hari	***Kj/hari***

Qin	8031503,57	
Qouttop		8031016,573
Qoutbottom		-13300,57143
Q		13787,57203
Total	8031503,57	8031503,574

4.4.3.5 Neraca Panas Absorber

Tabel 4.15 Neraca Panas Absorber

Komponen	Aliran Masuk	Aliran Keluar
	Kj/hari	***Kj/hari***
Qin	17800743,61	
Qout		11378009,954
Qserap	-6422734	
Total	11378009,95	11378009,95

4.4.3.6 Neraca Panas Mixed Point

Tabel 4.16 Neraca Panas Mixed Point

Komponen	Aliran Masuk	Aliran Keluar
	Kj/hari	***Kj/hari***
Qin	-13300,57143	
	9870640,44	
Qout		15434187
Q	5576847	
Total	15434186,54	15434186,54

4.4.3.7 Neraca Panas Menara Destilasi I

Tabel 4.17 Neraca Panas Menara Destilasi I

Q		**Q**	
panas masuk		**panas keluar**	
(kJ/jam)		**(kJ/jam)**	
Q (umpan)	593121,787	Q (bottom)	504301,6068
Q (reboiler)	929417,1579	Q (distilat)	41568,82508

		Q (condensor)	976668,513
Total	1522538,945	**Total**	1522538,945

4.4.3.8 Neraca Panas Menara Destilasi II

Tabel 4.18 Neraca Panas Menara Destilasi II

Q		**Q**	
panas masuk		**panas keluar**	
(kJ/jam)		**(kJ/jam)**	
Q (umpan)	229154,46	Q (bottom)	146718,6797
Q (reboiler)	1501213,13	Q (distilat)	75442,78993
		Q (condensor)	1508206,12
Total	1730367,59	**Total**	1730367,59

4.4.3.9 Neraca Panas Heater 1

Tabel 4.19 Neraca Panas Heater 1

Komponen	Aliran Masuk	Aliran Keluar
	Kj/hari	***Kj/hari***
Qin	8480178,2240	
Qout		27207551,411
Qsteam	18727373,187	
Total	27207551,4107	27207551,411

4.4.3.10 Neraca Panas Heater 2

Tabel 4.20 Neraca Panas Heater 2

Komponen	Aliran Masuk	Aliran Keluar
	Kj/hari	***Kj/hari***
Qin	15438371,3090	
Qout		27559398,5293
Qsteam	12121027,2204	
Total	27559398,5293	27559398,5293

4.4.3.11 Neraca Panas Heater 3

Tabel 4.21 Neraca Panas Heater 3

Komponen	Aliran Masuk	Aliran Keluar
	Kj/hari	***Kj/hari***
Qin	1764912,7481	
Qout		18786030,6377
Qsteam	17021117,8896	
Total	18786030,6377	18786030,6377

4.4.3.12 Neraca Panas Cooler 1

Tabel 4.22 Neraca Panas Cooler 1

Komponen	Aliran Masuk	Aliran Keluar
	Kj/hari	***Kj/hari***
Qin	16740656,890	
Qout		13751371,577
Qpendingin		2989285,313
Total	16740656,890	16740656,890

4.4.3.13 Neraca Panas Cooler 2

Tabel 4.23 Neraca Panas Cooler 2

Komponen	Aliran Masuk	Aliran Keluar
	Kj/hari	***Kj/hari***
Qin	19843176,9093	
Qout		6767716,0054
Qpendingin		13075460,9039
Total	19843176,9093	19843176,9093

4.4.3.14 Neraca Panas Cooler 3

Tabel 4.24 Neraca Panas Cooler 3

Komponen	Aliran Masuk	Aliran Keluar
	Kj/hari	***Kj/hari***
Qin	6767716,005	

Qout		3547684,210
Qpendingin		3220031,795
Total	6767716,005	6767716,005

4.4.3.15 Neraca Panas Cooler 4

Tabel 4.25 Neraca Panas Cooler 4

Komponen	Aliran Masuk	Aliran Keluar
	Kj/hari	***Kj/hari***
Qin	23726942,106	
Qout		10946104,444
Qpendingin		12780837,662
Total	23726942,106	23726942,106

4.5 Pelayanan Utilitas

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik Asetaldehid ini terdiri dari :

1. Unit pengadaan dan pengolahan air
2. Unit pengadaan steam
3. Unit penyediaan listrik
4. Unit pengadaan bahan bakar
5. Unit pengolahan limbah

4.5.1 Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

4.5.1.1 Unit Penyedia Air

Kebutuhan air pada pabrik asetaldehid ini adalah untuk keperluankeperluan berikut :

a. Air pendingin

Air digunakan sebagai media pendingin untuk alat-alat perpindahan panas dalam hal ini kondensor dan cooler. Pemilihan air sebagai media pendingin berdasarkan pertimbangan :

1. dapat diperoleh dalam jumlah yang berlimpah
2. mudah dalam pengolahan dan pengaturannya
3. kemampuan menyerap panas per satuan volume cukup tinggi
4. tidak terdekomposisi

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada penggunaan air sebagai media pendingin antara lain :

1. kesadahan (hardness) yang dapat menyebabkan kerak.
2. Besi yang dapat menyebabkan korosi.
3. Minyak yang merupakan penyebab terganggunya film corotion inhibitor, menurunkan heat transfer coefficient, dan dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

Adapun kebutuhan air pendingin :

Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Cooler-01	CL-01	1982,830
Cooler-04	CL-04	8477,690
Condensor-02	CD-02	719,968
Total		11180,489

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin menjadi: 13416,58626 kg/jam, dengan kebutuhan air make up sebesar 461,866 kg/jam

Adapun kebutuhan air Downterm

Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Cooler-02	CL-01	406,042

Cooler-03	CL-04	147,758
Condensor-01	CD-02	159,408
Cooler-Utilitas	CLU-01	749,292
Total		1462,500

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air Downterm menjadi: 1754,999545 kg/jam, dengan kebutuhan air make up sebesar 324,20 kg/jam.

b. Air umpan boiler

Boiler sebagai penghasil steam membutuhkan air dengan persyaratan tertentu sebagai umpannya. Persyaratan untuk boiler feed water (BFW) adalah :

1. Tidak menimbulkan kerak pada kondisi steam yang dikehendaki maupun pada tube heat exchanger, jika steam digunakan sebagai pemanas. Hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi, bahkan bisa mengakibatkan boiler tidak beroperasi sama sekali.
2. Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O2 dan CO2.

Adapun kebutuhan air umpan boiler :

Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Heater 1	HE-01	759,076
Heater 2	HE-02	491,301
Heater 3	HE-03	689,916
Vaporizer	VP-01	3009,736938
Reaktor	R-01	1241,0579
Reboiler 1	RB-01	904,1286788
Reboiler 2	RB-02	1460,366674
Total		8555,583

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan steam menjadi 10266,70014 kg/jam.

c. Air Domestik

Air domestik digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor dan perumahan. Syarat air domestik meliputi :

1. jernih, tidak berasa, dan tidak berbau
2. kadar klor bebas sekitar 0,7 ppm
3. pH sekitar 7
4. tidak mengandung bakteri terutama jenis bakteri patogen
5. turbidity (kekeruhan) sekitar 10 ppm

Adapun kebutuhan air domestik :

Keterangan	Jumlah (kg/hari)
karyawan	21450
bengkel	178,75
poliklinik	178,75
laboratorium	178,75
kantor	21450
kantin,mushola, kebun	178,75
perumahan	40000
Total	2681,25

4.5.1.2 Pengadaan Air

Kebutuhan air suatu industri dapat diperoleh dari sumber air yang ada di sekitar pabrik yang telah diolah terlebih dahulu atau dengan membeli air bersih. Pada perancangan pabrik asetaldehid ini kebutuhan air bersih diperoleh Air Downterm dan air sungai Bengawan Solo dekat dengan pabrik yang akan didirikan.

4.5.1.3 Pengolahan Air

Pengolahan air baku dilakukan untuk memenuhi persyaratan kualitas air yang dibutuhkan. Hal ini dilakukan dengan mengurangi kontaminan hingga derajat yang diinginkan serta penambahan zat-zat kimia untuk mengimbangi efek buruk dari sisa-sisa kontaminan. Urutan pengolahan ditentukan oleh jenis dan konsentrasi kontaminan pada air baku serta kualitas air yang diinginkan.

Mengingat kebutuhan air yang berbeda-beda maka dipersiapkan dua buah tangki penampungan :

a. Filtered Water Storage Tank, berfungsi untuk menampung air yang digunakan untuk keperluan make up air pendingin, air hidran, dan air umpan boiler.
b. Portable Water Storage Tank, berfungsi menampung air yang digunakan untuk keperluan domestik (sanitasi).

1. Unit Demineralisasi Air (Kation-Anion Exchanger)

   Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air seperti Ca2+, Mg2+, Na2+, HCO3- , SO4- , Cldan lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan ketel (Boiler Feed Water). Air dari filtered water storage diumpankan ke karbon filter yang berfungsi untuk menghilangkan gas klorin, warna, bau dan zat-zat organic lainnya. Air yang keluar dari Carbon Filter diharapkan mempunyai pH sekitar 7,0 – 7,5. Selanjutnya air tersebut diumpankan ke dalam kation exchanger untuk menghilangkan kationkation mineralnya. Kemungkinan jenis kation yang ditemui adalah Mg2+, Ca2+ , K + , Fe2+, Mn2+, dan Al3+ . Air yang keluar dari cation exchanger kemudian diumpankan ke anion exchanger untuk menghilangkan anion-anionnya. Kemungkinan arus anion yang ditemui adalah HCO3- , CO3 2-, Cl- , NO- , dan SiO3 2-. Air yang keluar dari unit ini diharapkan mempunyai pH sekitar 8,6-8,9 dan selanjutnya dikirim ke unit demineralizer water storage sebagai penyimpanan sementara sebelum diproses lebih lanjut sebagai BFW.

2. Unit Air Umpan Ketel (Boiler Feed Water)

   Air yang sudah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama oksigen dan karbondioksida. Gas-gas tersebut dihilangkan dari air

karena dapat menimbulkan korosi. Gas-gas tersebut dihilangkan dalam suatu deaerator. Pada deaerator diinjeksikan bahan-bahan kimia berikut :

- Hidrazin yang berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut:

$$2N_2H_2 + O_2 \leftrightarrow 2N_2 + H_2O$$

  Nitrogen sebagai hasil reaksi bersama-sama dengan gas lain dihilangkan melalui stripping dengan uap bertekanan rendah.
- Larutan ammonia yang berfungsi mengatur pH Air yang keluar dari deaerator pHnya sekitar 8,5-9,5.

Keluar dari deaerator, kedalam air umpan ketel kemudian diinjeksikan larutan fosfat (Na3PO4H2O) untuk mencegah terbentuknya kerak silica dan kalsium pada steam drum dan boiler tube. Sebelum diumpankan ke boiler air terlebih dahulu diberi dispersan.

3. Unit Air Pendingin

   Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik yang kemudian didinginkan pada cooling tower. Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya blow down di cooling tower diganti dengan air (make up water) yang disediakan oleh Filtered Water Storage.

   Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal diatas, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

   a. Phospate, berguna untuk mencegah timbulnya kerak,
   b. Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
   c. Zat dispersan, untuk mencegah terjadinya penggumpalan (pengendapan phospate).

4.5.2 Unit Pengadaan Steam

Pada perancangan ini steam yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas pada alat penukar panas dan reaktor. Steam yang dibutuhkan dihasilkan oleh boiler dengan menggunakan boiler feed water sebagai umpannya.

4.5.3 Unit Penyedia Listrik

Kebutuhan tenaga listrik dapat diperoleh dari :

1. Suplai dari Perusahaan Listrik Negara (PLN)
2. Pembangkit tenaga listri sendiri (Generator Set)

Pada perancangan pabrik asetaldehid ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari pembangkit listrik PLN dan generator sebagai cadangan.

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi :

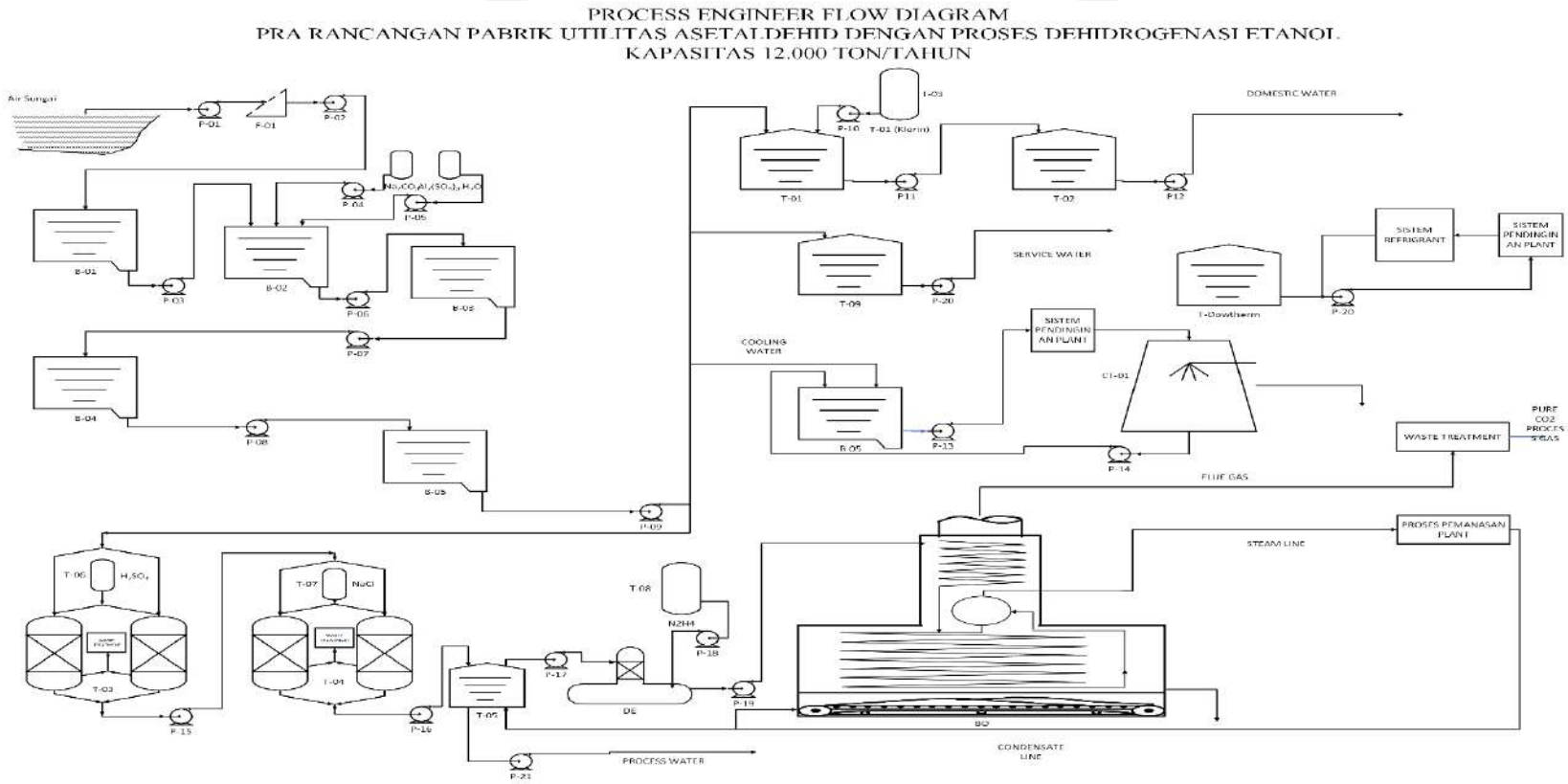
Keterangan	Daya (KW)
Kebutuhan alat proses	65,7497
Kebutuhan utilitas	80162,75
Kebutuhan alat kontrol	20,041
Kebutuhan kantor	12,024
Kebutuhan penerangan	12,024
Keutuhan bengkel	12,024
Kebutuhan perumahan	26
Total	202,8458

4.5.4 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah diesel oil dan boiler adalah solar

Adapun keutuhan bahan bakar meliputi:

1. Generator = 10,4798 lt/jam
2. Boiler = 743,189 kg/jam



Gambar 4.3 Gambar Alir Utilitas

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik asetaldehid 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 keperusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham. Pabrik asetaldehid yang akan didirikan direncanakan mempunyai :

- Bentuk perusahaan : Perseroan terbatas (PT)
- Lapangan usaha : Industri asetaldehid
- Perusahaan : Sragen, Jawa Tengah

Alasan pemilihan bentuk perusahaan ini adalah berdasarkan beberapa faktor, sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pemimpin perusahaan
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh komisaris
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh oleh berhentinya :
    a. Pemegang saham
    b. Direksi beserta staffnya

c. Karyawan perusahaan

5. Efisiensi managemen Para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris dapat memilih dewan direksi, diantaranya direktur utama yang cakap dan berpengalaman
6. Lapangan usaha lebih luas Dalam perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga modal ini Perseroan terbatas dapat memperluas usahanya.

4.6.2 Struktur Organisasi

Salah satu faktor penunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan digunakan oleh perusahaan tersebut. Hal ini disebabkan oleh kelancaran perusahaan berkaitan erat dengan komunitas yang berada didalamnya. Untuk mendapatkan suatu sistem yang baik maka perlu diperhatikan beberapa pedoman, antara lain:

1. Perumusan tujuan perusahaan jelas
2. Pendelegasian wewenang dan pembagian tugas kerja yang jelas
3. Kesatuan perintah dan tanggung jawab • Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
4. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman pada hal-hal tersebut, maka akan diperoleh struktur organisasi yang baik, yang salah satunya yaitu *System line* and staff pada *system* ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis dan ada pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam system organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja.

Pembentukan staff ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dalam bidangnya adalah untuk mencapai kelancaran produks. Staff ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

1. Sebagai garis atau lini, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan
2. Sebagai staff, yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimiliki, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional

Dewan komisaris mewakili para pemegang saham (pemilik perusahaan) dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya, sedangkan seorang direktur utama yang dibantu oleh Direktur produksi dan Teknik serta Direktur Keuangan dan Umum bertugas untuk menjalakan perusahaan. Direktur Produksi dan Teknik membawahi bagian teknikdan produksi. Sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi kelancaran pelayanan umum, keuangan dan pemasaran. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab membawahi bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian membawahi beberapa kepala seksi dan setiap kepala seksi membawahi serta mengawasi para karyawan perusahaan. Karyawan perusahaan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang masing-masing dipimpin oleh kepala regu. Setiap kepala regu bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Manfaat adanya struktur organisasi sebagai berikut:

a. Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain-lain
b. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
c. Penempatan pegawai yang lebih tepat
d. Penyusunan program pengembangan manajemen
e. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancer

4.6.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang saham

   Pemegang saham adalah orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perushaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang berwewenang untuk:

   a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
   b. Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
   c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

2. Dewan Komisaris

   Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris meliputi:

   a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
   b. Mengawasi tugas-tugas Direktur.
   c. Membantu Direktur dalam tugas-tugas yang penting

3. Direktur Utama

   Direktur Utama adalah pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur membawahi Manajer Produksi dan Manajer Umum. Tugas Direktur Umum meliputi:

   a. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.

b. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan Rapat Mengkoordinir kerjasama dengan Manajer Produksi dan Manajer Umum.

4. Manajer

Manajer merupakan tenaga yang membantu Direktur di dalam pelaksanaan operasional perusahaan dan bertanggung jawab kepada Direktur. Manajer dibagi menjadi dua bagian yaitu:

a. Manajer Produksi Tugasnya:
    - Bertanggung jawab kepada Direktur dalam bidang operasi dan teknik.
    - Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.
b. Manajer Umum Tugasnya:
    - Bertanggung jawab kepada Direktur dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
    - Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

5. Staff Ahli

Staf Ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik, administrasi, maupun hukum. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas Staf Ahli meliputi:

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

6. 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.

a. Kepala Bagian Operasi

Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam kelancaran produksi dan bidang mutu. Kepala Bagian Operasi membawahi:

1. Seksi Produksi dan Utilitas

Tugasnya meliputi:

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwewenang.
- Mengawasi jalannya proses dan produksi.
- Bertanggung jawab atas ketersediaan sarana utilitas untuk menunjang kelancaran proses produksi.

2. Seksi Teknikal

Tugasnya meliputi:

- Pengendalian operasi pabrik sehingga dicapai produksi sesuai dengan yang dikehendaki.
- Bekerja sama dengan Seksi Produksi dan Utilitas dalam menangani gangguan yang mungkin terjadi.

3. Seksi Laboratorium

Tugasnya meliputi:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- Mengawasi dan menganalisa produk. Mengawasi kualitas buangan pabrik

b. Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab kepada Manajer Produksi.

Tugas Kepala Bagian Teknik antara lain:

- Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi:

1. Seksi Pemeliharaan Peralatan

   Tugasnya meliputi:

   - Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
   - Memperbaiki peralatan pabrik.
2. Seksi Pengadaan Peralatan

   Tugasnya meliputi:

   - Merencanakan penggantian alat.
   - Menentukan spesifikasi peralatan pengganti / peralatan baru yang akan digunakan.

c. Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan

Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang K3 dan pengolahan limbah. Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan membawahi:

1. Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja

   Tugasnya meliputi:

   - Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.
   - Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik.

- Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja.
- Menciptakan suasana aman di lingkungan pabrik serta penyediaan alat-alat keselamatan kerja.

2. Seksi Pengolahan Limbah

   Tugasnya meliputi:

   - Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan perusahaan
   - Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

d. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

   Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahaan Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang) membawahi:

   1. Seksi Penelitian

      Tugasnya meliputi: Melakukan penelitian untuk peningkatan efisiensi dan efektifitas proses produksi serta peningkatan kualitas produk.

   2. Seksi Pengembangan

      Tugasnya meliputi: Merencanakan kemungkinan pengembangan yang dapat dilakukan perusahaan baik dari segi kapasitas, keperluan plant, pengembangan pabrik maupun dalam struktur organisasi perusahaan.

e. Kepala Bidang Pemasaran

   Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

   1. Seksi Pembelian

      Tugasnya meliputi:

      - Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

2. Seksi Pemasaran

   Tugasnya meliputi:

   - Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
   - Mengatur distribusi barang dari gudang.

f. Kepala Bidang Bagian Administrasi dan keuangan

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang administrasi dan keuangan. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan membawahi:

1. Seksi Administrasi

   Tugasnya meliputi:

   - Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak

2. Seksi Kas

   Tugasnya meliputi:

   - Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.
   - Menghitung penggunaan uang perusahaan, dan membuat prediksi keuangan masa depan.

g. Kepala Bagian Personila dan Umum

Kepala Bagian Personalia dan Umum bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala Bagian Personalia dan Umum membawahi:

1. Seksi Personalia

   Tugasnya meliputi:

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

2. Seksi Humas

   Tugasnya meliputi:

   - Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

3. Seksi Keamanan dan Ketertiban

   Tugasnya meliputi:

   - Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
   - Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan perusahaan.
   - Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

h. Kepala Bagian Seksi

Kepala Seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab terhadap Kepala Bagiannya masingmasing sesuai dengan seksinya.

4.6.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Asetaldehid direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down. Berdasarkan pembagian jam kerja, karyawan digolongkan menjadi 2 golongan, yaitu :

1. Karyawan non-shift

   Karyawan non-shift adalah para karyawan yang tidak mengalami proses produksi secara langsung. Karyawan non-shift antara lain adalah Direktur, Staff ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi bagian administrasi. Karyawan non-shift dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut :

   - Hari Senin – Jum'at : jam 07:00 – 15.00
   - Hari Sabtu : jam 07:00 – 12:00

   Jam istirahat :

   - Hari Senin-Kamis : jam 12:00 – 13:00
   - Hari jum'at : jam 11:00 – 13:00

2. Karyawan Shift/Ploog

   Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Karyawan shift antara lain adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan shift akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi 3 (tiga shift) dengan pengaturan sebagai berikut :

   1. Karyawan Operasi
      a. Shift pagi : jam 07:00 – 15:00
      b. Shift siang : jam 15:00 – 23:00
      c. Shift malam : jam 22:00 – 07:00

2. Karyawan Keamanan (security)
   a. Shift pagi : jam 06:00 – 14:00
   b. Shift siang : jam 14:00 – 22:00
   c. Shift malam : jam 22:00 – 06:00

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

Jadwal kerja masing-masing regu disajikan sebagai berikut :

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

Keterangan :

P = shift pagi S = shift siang M = shift malam L = Libur

4.6.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

1. Penggolongan Jabatan
   1. Direktur Utama : Sarjana
   2. Direktur Teknik dan Produksi : Sarjana Teknik
   3. Direktur Keuangan dan Umum : Sarjana Ekonomi / Hukum
   4. Kepaa Bagian R & D : Sarjana Teknik Kimia
   5. Kepala Bagian Produksi : Sarjana Teknik Kimia
   6. Kepala Bagian Teknik : Sarjana Mesin / Elektro
   7. Kepala Bagian Keuangan : Sarjana Ekonomi

8. Kepala Bagian Pemasaran : Sarjana Ekonomi
9. Kepala Bagian Umum : Sarjana Hukum
10. Kepala Seksi : Sarjana Muda
11. Operator : STM / SMU / Sederajat
12. Sekretaris : Akademi Sekretaris
13. Lain-lain : SD / SMP / Sederajat

2. Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif.Perincian jumlah karyawan, golongan serta gaji dapat dilihat pada table berikut :

Tabel 4.23 Jumlah Karyawan

Jabatan	Jumlah
Direktur Utama	1
Direktur Produksi & Teknik	1
Direktur Keuangan & Umum	1
Staff Ahli	1
Ka. Bag. Produksi	1
Ka. Bag. Teknik	1
Ka. Bag. Pemasaran	1
Ka. Bag. Keuangan & Administrasi	1
Ka. Bag. Umum	1
Ka. Bag. K3 & Litbang	1
Ka. Sek. Proses	1
Ka. Sek. Pengendalian	1
Ka. Sek. Laboratorium	1
Ka. Sek. Pemeliharaan	1
Ka. Sek. Utilitas	1
Ka. Sek. Pembelian	1
Ka. Sek. Pemasaran	1

Ka. Sek. Administrasi	1
Ka. Sek. Kas	1
Ka. Sek. Personalia	1
Ka. Sek. Humas	1
Ka. Sek. Keamanan	1
Ka. Sek. K3	1
Ka. Sek. Litbang	1
Karyawan Pengendalian	3
Karyawan Laboratorium	4
Karyawan Pemeliharaan	3
Karyawan Utilitas	5
Karyawan Pembelian	2
Karyawan Pemasaran	2
Karyawan Administrasi	2
Karyawan Kas	2
Karyawan Personalia	2
Karyawan Humas	2
Karyawan Keamanan	4
Karyawan K3	3
Karyawan Litbang	3
Operator	66
Supir	5
Librarian	1
Cleaning service	7
Dokter	2
Perawat	4
Total	146

Tabel 4.24 Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji (/orang/bulan)	Gaji (/tahun)
Direktur Utama	1	Rp 55.000.000	Rp 660.000.000

Direktur Produksi & Teknik	1	Rp 30.000.000	Rp	360.000.000
Direktur Keuangan & Umum	1	Rp 30.000.000	Rp	360.000.000
Staff Ahli	1	Rp 20.000.000	Rp	240.000.000
Ka. Bag. Produksi	1	Rp 20.000.000	Rp	240.000.000
Ka. Bag. Teknik	1	Rp 20.000.000	Rp	240.000.000
Ka. Bag. Pemasaran	1	Rp 20.000.000	Rp	240.000.000
Ka. Bag. Keuangan & Administrasi	1	Rp 20.000.000	Rp	240.000.000
Ka. Bag. Umum	1	Rp 20.000.000	Rp	240.000.000
Ka. Bag. K3 & Litbang	1	Rp 20.000.000	Rp	240.000.000
Ka. Sek. Proses	1	Rp 15.000.000	Rp	180.000.000
Ka. Sek. Pengendalian	1	Rp 15.000.000	Rp	180.000.000
Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 15.000.000	Rp	180.000.000
Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 15.000.000	Rp	180.000.000
Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp	180.000.000
Ka. Sek. Pembelian	1	Rp 15.000.000	Rp	180.000.000
Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp	180.000.000
Ka. Sek. Administrasi	1	Rp 15.000.000	Rp	180.000.000
Ka. Sek. Kas	1	Rp 15.000.000	Rp	180.000.000
Ka. Sek. Personalia	1	Rp 15.000.000	Rp	180.000.000

Ka. Sek. Humas	1	Rp 15.000.000	Rp	180.000.000
Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp	180.000.000
Ka. Sek. K3	1	Rp 15.000.000	Rp	180.000.000
Ka. Sek. Litbang	1	Rp 15.000.000	Rp	180.000.000
Karyawan Pengendalian	3	Rp 10.000.000	Rp	360.000.000
Karyawan Laboratorium	4	Rp 10.000.000	Rp	480.000.000
Karyawan Pemeliharaan	3	Rp 10.000.000	Rp	360.000.000
Karyawan Utilitas	5	Rp 10.000.000	Rp	600.000.000
Karyawan Pembelian	2	Rp 7.000.000	Rp	168.000.000
Karyawan Pemasaran	2	Rp 7.000.000	Rp	168.000.000
Karyawan Administrasi	2	Rp 7.000.000	Rp	168.000.000
Karyawan Kas	2	Rp 7.000.000	Rp	168.000.000
Karyawan Personalia	2	Rp 7.000.000	Rp	168.000.000
Karyawan Humas	2	Rp 7.000.000	Rp	168.000.000
Karyawan Keamanan	4	Rp 5.000.000	Rp	240.000.000
Karyawan K3	3	Rp 7.000.000	Rp	252.000.000
Karyawan Litbang	3	Rp 7.000.000	Rp	252.000.000
Operator	66	Rp 8.000.000	Rp	6.336.000.000
Supir	5	Rp 3.000.000	Rp	180.000.000
Librarian	1	Rp 3.000.000	Rp	36.000.000
Cleaning service	7	Rp 3.000.000	Rp	252.000.000

Dokter	2	Rp 10.000.000	Rp 240.000.000
Perawat	4	Rp 5.000.000	Rp 240.000.000
Total	146	Rp 1.368.000.000	Rp 16.416.000.000

Total gaji per bulan = Rp 1.368.000.000

Total Gaji per tahun = Rp 16.416.000.000

4.6.6 Kesejahteraan Karyawan

Salah satu faktor dalam meningkatkan efektifitas kerja pada perusahaan ini adalah kesejahteraan bagi karyawan. Kesejahteraan karyawan yang diberikan olehperusahaan pada karyawan antara lain meliputi:

1. Tunjangan
   - Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawanyang bersangkutan.
   - Tunjangan jabatan yang diberikan berdasrkan jabatan yang dipegangkaryawan.
   - Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jamkerja berdasarkan jumlah jam kerjanya.
2. Cuti
   a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1tahun
   b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter
3. Pakaian Kerja

   Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiaptahunnya
4. Pengobatan

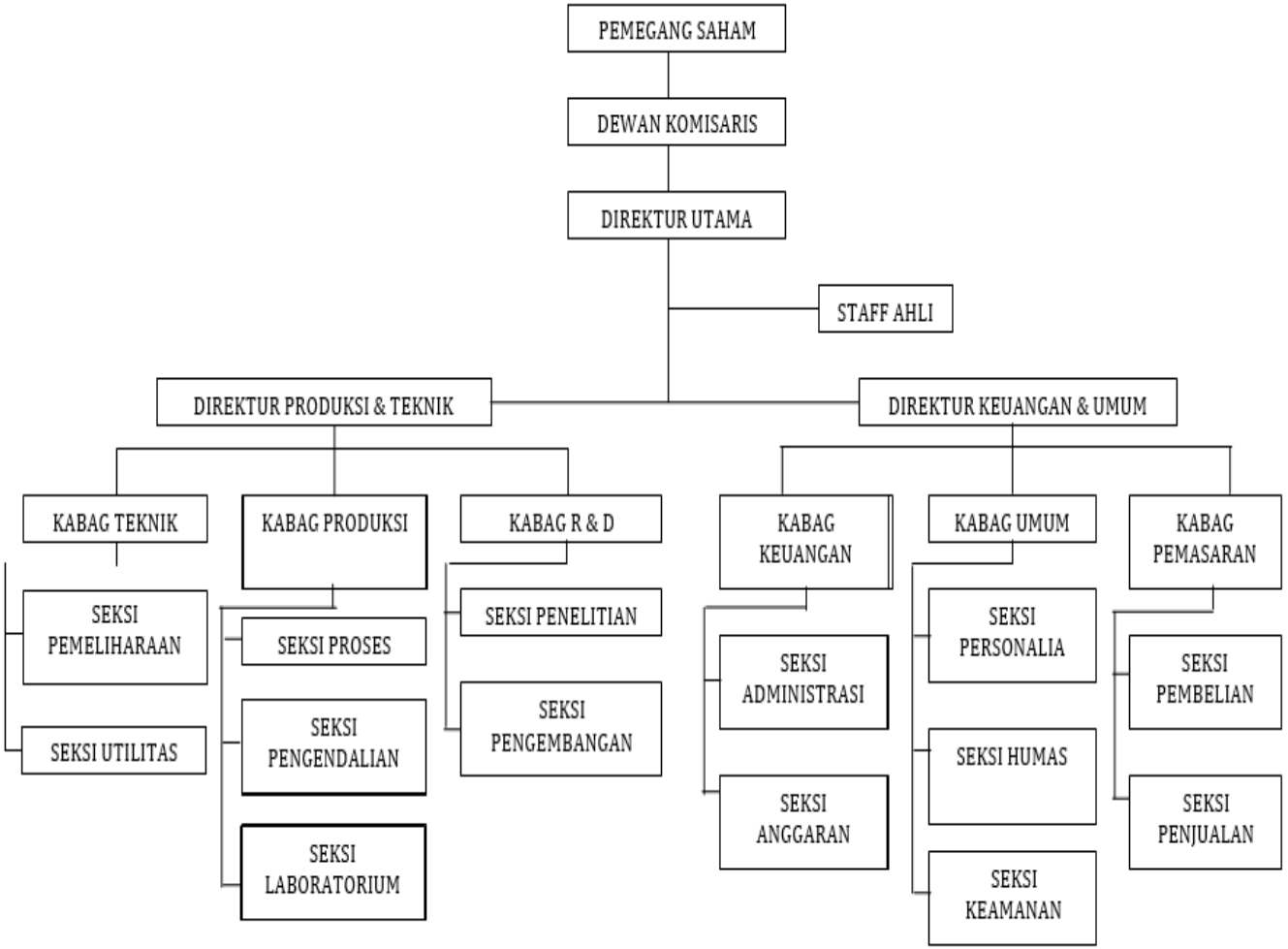
a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan olehkerja ditanggung perusahaan.
b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijakan perusahaan.

5. Jaminan Sosisal Tenaga Kerja (Jamsostek)

   Asuransi tenaga kerja diberikan oleh perusahaan bila karyawannya lebih dari 10 orang.

4.6.7 Manajemen Perusahaan

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang berfungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan. Manajemen produksi meliputi manajemen perusahaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali. Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian. Perencanaan adalah merupakan suatu tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik

4.7 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 109ariab – 109ariab yang ditinjau adalah:

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

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

1. Penentuan modal variable (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 variable (Variable Cost)
   c. Biaya mengambang (Regulated Cost)

4.7.1 Penafsiran Harga

Harga alat tiap tahun mengalami perubahan sesuai dengan kondisi perekonomian yang ada. Untuk memperkirakan harga alat, diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversikan harga alat pada masa yang lalu sehingga diperoleh harga alat pada saat sekarang.

Tabel 4.25 Indeks Untuk Konversi Harga

No	(Xi)	Index (Yi)
1	1993	359,2
2	1994	368,1
3	1995	381,1
4	1996	381,7
5	1997	386,5
6	1998	389,5
7	1999	390,6
8	2000	394,1
9	2001	394,3
10	2002	395,6
11	2003	402
12	2004	444,2
13	2005	468,2
14	2006	499,6
15	2007	525,4

Sumber: https://www.chegg.com/

Dari persamaan regresi linier didapat :

Index pada tahun :

$y = 9{,}6439x - 18876$

No	Xi	Yi
1	2008	488,9512
2	2009	498,5951
3	2010	508,239
4	2011	517,8829
5	2012	527,5268
6	2013	537,1707
7	2014	546,8146
8	2015	556,4585
9	2016	566,1024
10	2017	575,7463
11	2018	585,3902
12	2019	595,0341
13	2020	604,678
14	2021	614,3219
15	2022	623,9658
16	2023	633,6097
17	2024	643,2536
18	2025	652,8975
19	2026	662,5414
20	2027	672,1853

Jadi index pada tahun 2026 adalah 662,5414

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga. Perkiraan harga ini sangat sering digunakan:

Ex = Ey * (Nx/Ny)

Dimana :

Ex = harga alat pada tahun x

Ey = harga alat pada tahun y

Nx = indeks harga pada tahun x

Ny = indeks harga pada tahun y

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

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

Dimana :

Ea = harga alat a

Eb = harga alat b

Ca = kapasitas alat a

Cb = kapasitas alat b

4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi : 12.000 ton/hari

Satu tahun operasi : 330 hari

Nilai Kurs US $: Rp 15.000,-

4.7.3 Perhitungan Biaya

4.7.3.1 Capital Invesment

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik untuk mengoperasikannya.

Capital investment terdiri dari :

1. Fixed Capital Invesment

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

Working Capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

4.7.3.2 Manufacturing Cost

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

1. Direct Cost (DC) : adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk
2. Indirect Cost (IC) : adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik
3. Fixed Cost (FC) : merupakan harga yang berkenaan dengan fixed capital dan pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi.

4.7.4 General Expanse

General Expanse atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran – pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk manufacturing cost

4.7.5 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial untuk didirikan atau tidak, maka dilakukan analisa/evaluasi kelayakan. Beberapa cara yng digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

1. Persent Profit On Sales (POS)

   POS = $\frac{Profit\ (Keuntungan)}{Harga\ Jual\ Produk}\ x\ 100\%$
2. Present Return On Investment (ROI)

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

ROI = $\frac{Profit\ (Keuntungan)}{Fixed\ Capital\ Investment\ (FCI)}$

3. Pay Out Time (POT)

   Pay Out Time adalah waktu pengambilan modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini perlu untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang telah dilakukkan akan kembali.

   POT = $\frac{Fixed\ Capital\ Investment\ (FCI)}{Keuntungan+0{,}1\ FCI}\ x\ 100\%$

4. Break Even Poin (BEP)

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

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

   Dalam hubungan ini :

   Fa : Fixed manufacturing cost

   Ra : Regulated cost

   Va : Variabel cost

   Sa : Penjualan produk

5. Shut Down Point (SDP)

   Shut Down Point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena lebih murah untuk menutup pabrik dan membayar fixed ekspense (Fa) dibandingkan harus produksi

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

6. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

- Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunkan “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 di mana 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.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$(FC + WC)\ (1+i)^n = \sum_{J=1}^{n} Cj(1 + I)n - 1 + (Wc + Sv)$

4.7.6 Capital Investment

4.7.6.1 Fixed capital Investment (FCI)

Tabel 4.26 Fixed Capital Investment

No	Type of Capital Invesment	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Harga Alat	Rp 61.690.115.33	$ 4.112.674
2	Instalasi	Rp 9.648.334.038	$ 643.222
3	Pemipaan	Rp 14.296.684.228	$ 952.112
4	Instrumentasi	Rp 15.342.331.683	$ 1.022.822
5	Isolasi	Rp 2.297.956.796	$ 153.197
6	Instalasi Listrik	Rp 9.253.517.300	$ 616.901
7	Pembelian Tanah dan Perbaikan	Rp 21.841.735.200	$ 1.456.116
8	Pembuatan Bangunan dan Perlengkapan	Rp 58.206.000.000	$ 3.880.400
9	Biaya Pengiriman	Rp 15.422.528.833	$ 1.028.169

Physical Plant Cost (PPC)		Rp 207.999.203.412	$ 13.866.614

4.7.6.2 Working capital Investment (modal kerja)

Tabel 4.27 Working Capital

No	Tipe of Expense	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Raw Material Inventory	Rp 33.457.626.437	$ 2.230.508
2	In Process Inventory	Rp 28.800.130.202	$ 1.920.009
3	Product Inventory	Rp 57.600.260.404	$ 3.840.017
4	Extended Credit	Rp 82.191.323.955	$ 5.479.422
5	Available Cash	Rp 57.600.260.404	$ 3.840.017
Working Capital Invesment		Rp 259.649.601.403	$ 17.309.973

4.7.7 Total Production Cost (Biaya Produksi Total)

4.7.7.1 Manufacturing Cost

Tabel 4.28 Direct Manufacturing Cost

No	Tipe of Expense	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Raw Material	Rp 368.033.890.807	$ 24.528.509
2	Labor	Rp 16.416.000.000	$ 1.094.400
3	Supervision	Rp 4.104.000.000	$ 273.871
4	Maitenance	Rp 23.578.109.667	$ 1.572.474
5	Plant Supplies	Rp 3.539,066,450	$ 235.871
6	Royalty and Patents	Rp 27.123.136.905	$ 1.808.209

7	Utilities	Rp 81.270.800.207	$ 5.418.053
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp 524.073.004.035	$ 36.557.495,87

Tabel 4.29 Indirect Manufacturing Cost

No	Tipe of Expense	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Payroll Overhead	Rp 3.283.200.000	$ 218.880
2	Laboratory	Rp 3.283.200.000	$ 218.880
3	Plant Overhead	Rp 13.953.600.000	$ 930.240
4	Packaging and	Rp 45.205.228.175	$ 3.013.682
Indirect Manufacturing Cost		Rp 65.725.228.175	$ 4.381.682

Tabel 4.30 Fixed manufacturing Cost

No	Tipe of Expense	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Depreciation	Rp 33.695.870.953	$ 2.246.391
2	Property Taxes	Rp 6.739.174.191	$ 449.278
3	Insurance	Rp 3.369.587.095	$ 224.639
Fixed Manufacturing Cost		Rp 43.804.632.239	$ 2.920.309

Table 4.31 Total Manufacturing Cost

No	Tipe of Expense	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp 524.073.004.035	$ 10.403.461,22

2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Rp 65.725.228.175	$ 4.381.628
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Rp 43.804.632.239	$ 2.920.309
Total Manufacturing Cost (MC)		Rp 633.602.864.449	$ 17.705.451,91

4.7.7.2 General Expanse

Table 4.32 Total General Expanse

No	Tipe of Expense	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Administration	Rp 19.008.085.933	$ 1.267.206
2	Sales expense	Rp 76.032.343.734	$ 5.068.823
3	Research	Rp 15.840.071.611	$ 1.056.005
4	Finance	Rp 11.932.166.219	$ 795.478
General Expanse (GE)		Rp 112.812.667.497	$ 8.187.511

Profit

Sebelum pajak = Rp 147.689.031.561

Sesudah pajak = Rp 73.844.515.781

4.7.8 Analisa Kelayakan

1. Return On Investment (ROI)

   Sebelum pajak : 44 %

   Sesudah pajak : 22 %

2. Pay Out Time (POT)

Sebelum pajak : 1,86 Tahun

Sesudah pajak : 3,13 Tahun

3. Break Even Point (BEP)

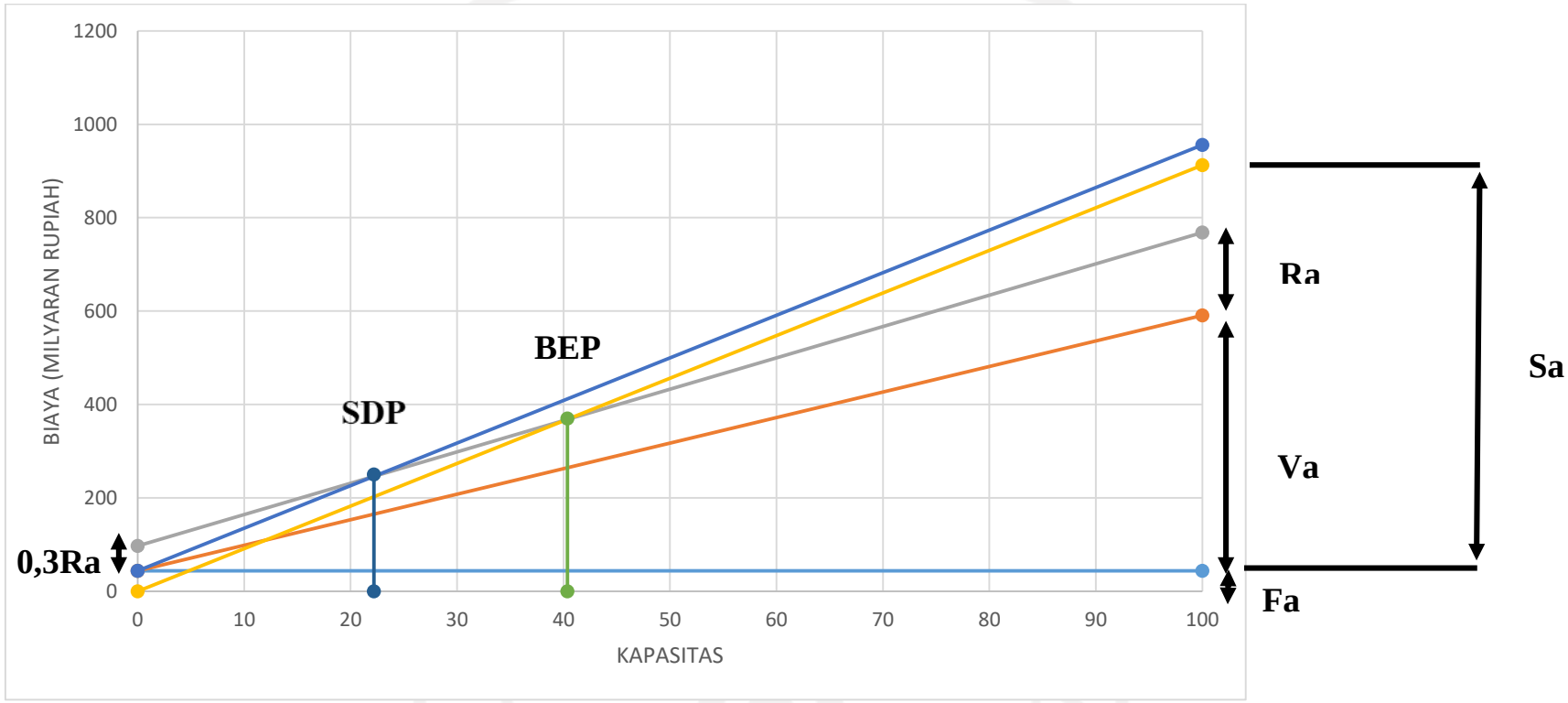
   BEP : 40,63 %

4. Shut Down Point (SDP)

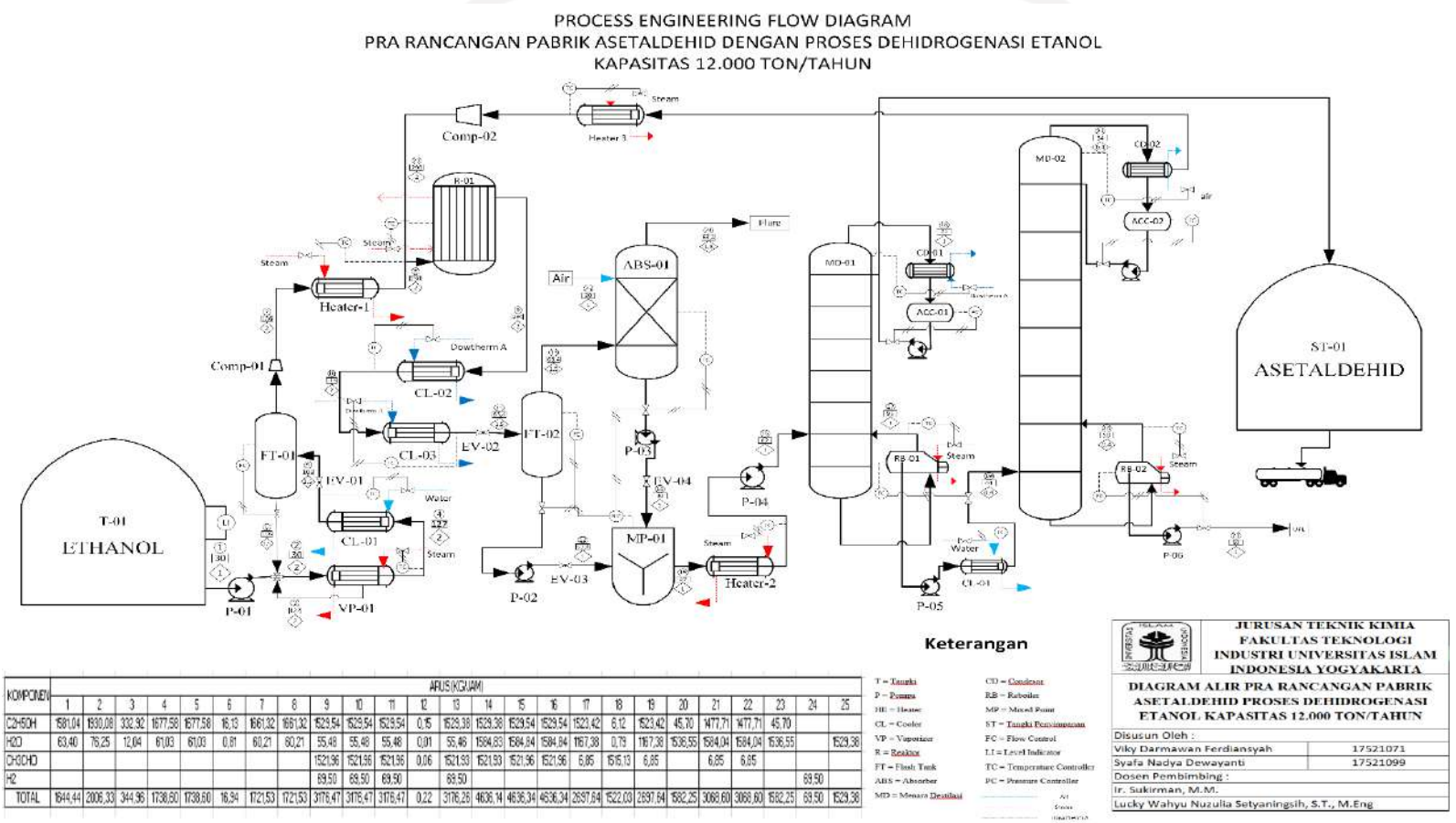
   SDP : 23,03 %

5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

   DCFR : 21,19 %



Gambar 4.5 Grafik Aanalisa Ekonomi



KOMPONEN	ARUS (KG/JAM)																								
	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
C2H5OH	1581,04	1580,08	332,92	1677,58	1677,58	16,13	1661,02	1661,02	1523,54	1523,54	1523,54	0,15	1523,38	1523,38	1523,54	1523,54	1522,42	6,12	1523,42	45,70	1477,71	1477,71	45,70		
H2O	63,40	76,25	12,04	61,03	61,03	0,61	60,21	60,21	55,48	55,48	55,48	0,01	55,46	1584,83	1584,84	1584,84	1567,38	0,79	1567,38	1536,55	1584,04	1584,04	1536,55		1529,38
CH3CHO									1521,96	1521,96	1521,96	0,06	1521,93	1521,93	1521,96	1521,96	6,85	1515,13	6,85		6,85	6,85			
H2									69,50	69,50	69,50		69,50											69,50	
TOTAL	1644,44	2006,33	344,96	1738,60	1738,60	16,94	1721,53	1721,53	3176,47	3176,47	3176,47	0,22	3176,26	4636,14	4636,34	4636,34	2697,64	1522,03	2697,64	1582,25	3068,60	3068,60	1582,25	69,50	1529,38

T = Tangki
P = Pompa
HE = Heater
CL = Cooler
VP = Vaporizer
R = Reaktor
FT = Flash Tank
ABS = Absorber
MD = Menara Destilasi
CD = Condenser
RB = Reboiler
MP = Mixed Point
ST = Tangki Penyimpanan
FC = Flow Control
LI = Level Indicator
TC = Temperature Controller
PC = Pressure Controller

Gambar 4.6

DIAGRAM ALIR PRA RANCANGAN PABRIK PROSES DEHIDROGENASI ETANOL

KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisa, baik analisa ekonomi maupun teknik maka dapat diambil kesimpulan:

1. Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, lokasi pabrik Asetaldehid di daerah Sragen, Jawa Tengah cukup menguntungkan karena kemudahan dalam mendapatkan bahan baku (yaitu dari PT Acidatama, Surakarta), tenaga kerja, ketersediaan air dan listrik.
2. Pabrik Asetaldehid digolongkan sebagai pabrik beresiko tinggi, dilihat dari kondisi operasinya yang membutuhkan suhu sangat tinggi dan sifat bahan baku ethanol yang mudah terbakar. Sehingga faktor Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) harus diterapkan semaksimal mungkin.
3. Berdasar hasil perhitungan analisa ekonomi diperoleh sebagai berikut:
    a. Return On Investment (ROI)
       Sebelum pajak : 43 %
       Sesudah pajak : 21 %
    b. Pay Out Time (POT)
       Sebelum pajak : 1,90 Tahun
       Sesudah pajak : 3,19 Tahun
    c. Break Even Point (BEP)
       BEP : 40,36 %
    d. Shut Down Point (SDP)
       SDP : 22,18 %
    e. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)
       DCFR : 21,19 %

    Dari data analisa diatas Pabrik Asetaldehid Proses Dehidrogenasi Etanol Kapasitas 12.000 Ton/Tahun layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.S and Newton, R.D., 1955, Chemical Engineering Cost Estimation, Mc Grow – Hill Book Company, New York.

Biro Pusat Statistik,1995-2001, "Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia", Indonesia foreign, Trade Statistic Import, yogjakarta.

Brown, G.G., 1978, Unit Operation, John Wiley and Sons Inc, New York Modern Asia Edition, Charles Tuttle Co, Tokyo.

Brownell, L.E., and Young, E.H., 1979, " Process Equipment Design ", Willey Eastern Ltd., New Delhi.

Coulson, J.M., 1983, " Chemical Engineering ", Aucklond, Mc. Graw Hill, International Student Edition, Singapore.

Faith, Keyes & Clark., 1955, Industrial Chemical, 4th ed, John Wiley and Sons, Inc., New York.

Foust, Alan S and Wenzel L.A., 1979, " Principles of Unit Operations ", 2 nd.ed. John Willey and Sons, New York.

Frank L. Evans, Jr., 1974, " Equipment Design Hand Book for Refineries and Chemical Plants ", Vol. 1 & 2, Texas.

Hill, C.G, 1996, " An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design ", John Wiley and Sons. Inc, New York

Kern, D.Q., 1950, Process Heat Transfer, 24th ed., Mc.Graw – Hill International Editions, Singapore.

Kirk Othmer, 1983, " Encyclopedia of Chemical Technology ", 2 nd.ed. Vol.7. Interscience Willey.

Levenspiel, Octave, 1972, " Chemical Reaction Engineering", 2nd ed., John Willey and Sons Inc., Singapore.

Ludwig, E.E., 1965, " Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant ", Vol. 1-3, Gulf Publishing Co., Houston.

Mc. Adams, W. H., 1954, "Heat Transmision", 3 th ed., Kogakusha Co. Ltd., Tokyo.

Mc. Ketta, John, 1983, " Encyclopedia Chemical Process and Design", Marchell Dekker Inc., New York. Perry, R.H., and Green, D.W., 1984, "

Perry's Chemical Engineers Hand Book ", 6 th. ed. Mc. Graw Hill Co., International Student edition, Kogakusha, Tokyo.

Petter, M.S., and Timmerhauss, H.C., 1990, " Plant Design and Economics for Chemical Engineering ", 3rd. Ed. Mc. Graw Hill, kogakusha, Tokyo.

Powell, S.T., 1954, Water Conditioning for Industry, Mc.Graw Hill Kogakusha Book Company, Inc., Tokyo.

Rase, H.F and Barrow, M.H, 1957, " Chemical Reactor Design for Process Plant ", John wiley and Sons. Inc, New York.

Smith, J.M, 1973, " Chemical Engineering Kinetic's ", 3rd ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo.

Smith, J.M., and Van Ness,H.C., 1975, " Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics ", 3 rd. Ed. Mc. Graw Hill, kogakusha, Tokyo.

Sularso., 1996, Pompa dan Kompressor, cetakan VI, P.T Pradnya Paramita, Jakarta.

Treyball, R.E., 1968, " Mass Transfer Operations ", 2nd. Ed. Mc. Graw Hill, International Student Edition, Singapore.

Ulrich, G.G., 1984, " A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics ", John Willey and Sons, New York. H

Yaws, C. L., 1999, Chemical Properties Handbook, McGraw-Hill Companies Inc., New York

http/www.matche.com., di akses tanggal 15 September 2021

http/www.che.com., di akses tanggal 17 September 2021

LAMPIRAN

Perhitungan Reaktor

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi Etanol menjadi Asethaldehid

Type : Fixed Bed Multi Tube

Kondisi operasi : Nonadiabatis – nonisothermal

T umpan = 290℃ = 563,15˚K

P umpan = 2 atm

1. Neraca Massa

Tabel 1.1 Neraca Massa Reaktor

Komponen	**BM**	**Aliran Masuk**		**Aliran Keluar**	
		Arus 5		**Arus 6**	
		Massa (Kg/jam)	**Mol (Kmol/jam)**	**Massa (Kg/jam)**	**Mol (Kmol/jam)**
C2H5OH	46,07	3136,926	68,090	1532,935	33,274
H2O	18,02	41,684	2,313	55,599	3,085
CH3CHO	44,05	7,549	0,171	1527,907	34,686
H2	2,02	0,000	0,000	69,719	34,514
Total		3186,159	70,575	3186,159	105,560
Total Massa (Kg/jam)		3186,159		3186,159	

2. Menentukan Yi

Tabel 1.2 Menentukan Nilai Yi

Komponen	**BM**	**Fi (Kg/jam)**	**ni (Kmol/jam)**	**yi**	**Bmi x Yi**
C2H5OH	46,07	3136,926	68,090	0,965	44,44811011
H2O	18,02	41,684	2,313	0,033	0,590633922
CH3CHO	44,05	7,549	0,171	0,002	0,106967754
H2	2,02	0,000	0,000	0	0
Total		3186,159	70,575	1	45,14571179

3. Menentukan Z umpan Reaktor

Tc Umpan = 520,406 K

Pc umpan = 68,054 atm

Tr = T/Tc 1,082136633

Pr = P/Pc 0,029388238

Pr/Tr = 0,027157604

menentukan Z menggunakan koefisien virial dengan menggunakan persamaan 3.61 sampai 3.66 (Smith, van nes)

$$B^{n} = \frac{BPc}{RTc} = B^{o} + \omega B^{1} \quad B^{o} = 0{,}083 - \frac{0.422}{Tr^{1.6}}$$

$$Z = 1 + \frac{BP}{RT} = 1 + B^{n}\frac{Pr}{Tr} \quad B^{1} = 0{,}139 - \frac{0.172}{Tr^{4.2}}$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BPc}{RTc}\right)\left(\frac{Pr}{Tr}\right)$$

Komponen	yi	Tr	Pr	Bo	B1	BPc/RTc	Pr/Tr	Z	Yi.Z
C2H5OH	0,965	1,091	0,0317	-0,2842	0,0196	-0,2717	0,0291	0,9921	0,9571
H2O	0,033	0,870	0,0092	-0,4441	-0,1694	-0,5025	0,0106	0,9947	0,0326
CH3CHO	0,002	1,222	0,0365	-0,2234	0,0648	-0,2028	0,0299	0,9939	0,0024
H2	0,000	16,973	0,1543	0,0785	0,1381	0,0479	0,0091	1,0004	0
Total	1,000	20,155	0,2318	-0,8732	0,0540	-0,9292	0,0786	3,9811	0,9922

4. Menentukan Gas Masuk Reaktor

$$Vg = \frac{Z.n.R.T}{P}$$ Dimana :

Vg = Laju alir volumetrik,cm3/dtk

n =mol umpan,mol/dtk

R = Konstanta gas,cm3.atm/gmol.K

T = temperatur,K

P = Tekanan,atm

Z = 0,992183596

n = 19,60416939 mol/detik

T = 563,15 K

P = 2 Atm

R = 82,05 cm3.atm/gmol.K

Vg = 449379,4074 cm3/detik

= 0,449379407 m3/detik

5. Menentukan Densitas Umpan

$$\rho = \frac{P.BM}{R.T.Z}$$

ρ = 0,001969481 gr/cm3

124,0339711 lb/ft3

6. Menentukan Viskositas Umpan

Berdasarkan data Yaws

$$\eta_{gas} = A + BT + CT^2$$

$\mu gas =$ 1,6178E-05 kg/s.m

1,6178E-04 gr/cm.s

7. Menentukan Konduktivitas Umpan

Berdasarkan data Yaws

Kgas = A + BT + CT^2

k campuran = 5,E-02 W/m.K

= 2,E-01 kJ/jam.m.K

= 4,E-02 kkal/jam.m.K

= 1,E-04 kal/dtk.cm.K

8. Menentukan Kapasitas Gas Umpan

Berdasarkan data Yaws

$$\boldsymbol{Cp = \int A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4}$$

Cp campuran = 99,697 Kjoule/kmol.K

= 6697650,750 Kjoule/jam.K

= 2203,957 kjoule/kg.K

9. Menentukan ΔHR

ΔHR 298 = ΔHf produk − ΔHf reaktan

= -165,6 – (-235,05) kj/kmol

= 69,43 kj/kmol

10. Katalisator

Katalis = Cu-Cr

Bentuk = butiran bola

Diameter = 0,3645 cm 0,003645 m

Panjang = 0,3545 cm 0,003545 m

Porositas = 0,5

Densitas =	0,347	g/ml	347	kg/m^3
Densitas bulk =	0,067	g/ml	67	kg/m^3

11. Menentukan Ukuran Tube

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh rasio Dp/Dt terhadap koefisien perpindahan dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong (hw/h), telah diteliti oleh Colburn's, yaitu :

Dp/Dt = 0,0500 0,1000 0,1500 0,2000 0,2500 0,3000

hw/h = 5,5000 7,0000 7,8000 7,5000 7,0000 6,6000

(Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)

Dipilih Dp/Dt = 0,1500 in (karena menghasilkan panas yang paling besar)

dimana :

hw : koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

Dp : diameter katalisator

Dt : diameter tube

sehingga :

Dp/Dt	= 0,1500 cm	= 0,0591 in
Dp	= 0,3450 cm	= 0,1358 in
Dt	= 2,4300 cm	= 0,9567 in

dari hasil perhitungan,maka dipilih ukuran pipa standart :

IPS	= 1,25 in
OD	= 2/3 in
ID	= 1,380 in
Flow area per tube	= 1,500 in^2
Sc.Num	= 40 ft
Surface per lin ft (Outside)	= 0,435 ft^2/ft
Surface per lin ft (Inside)	= 0,362 ft^2/ft

12. Menentukan Jumlah Tube

Asumsi Re = 3000

μ	=	5,8242E-02	kg/m.jam
Dp	=	0,035052	m
G (umpan total)	=	3186,159	kg/jam
	=	885,0441812	gr/s

Gt (kec. Massa persatuan luas) = 4,9848E+03 kg/m2.jam =1,3847E-01 g/cm^2.

At (luas penampang total) = 6,3917E-01 m^2 = 63,91748836

Ao (luas penampang pipa) = 0,000964485 m^2 = 9,644845226 cm^2

Jumlah pipa maksimum (Nt max)

Nt max	=	662,7113952	buah

Note :

Densitas s	=	0,347	gr/cm3
P	=	2	Atm
BM	=	45,14571179	g/gmol
R	=	82,05	cm3.atm/gmol.K
T udara	=	303,15	K
ρg	=	0,001969481	g/cm3

sehingga:

Densitas udara	=	0,003630031	g/cm3
Vmax^2	=	2736,555392	cm/det
Vmax	=	98515,99412	m/jam
Q	=	449379,4074	cm3/s
At	=	164,213525	cm2
	=	0,164213525	m2

Maka jumlah pipa minimum:

Nt min	=	170,2604046	buah
diambil Nt	=	420	buah

13. Menentukan Diameter Reaktor

Pipe (tube) disusun dengan pola 'triangular pitch' agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar, sehingga memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (ho).

Sehingga, transfer panas lebih baik dari pada susunan square pitch.

Susunan tube	=	triangular			
Pitch tube (PT)	=	1.25 x ODt	2	in	5,2705 cm
Clearance (C')	=	PT - ODt	0,415	in	1,0541 cm

untuk menghitung diameter shell, dicari luas penampang shell total (A total).

Luas shell = Luas segitiga

$IDs = \sqrt{\frac{4 \cdot Nt \cdot P_T^{\,2} \cdot 0.866}{\pi}}$

IDs = 113,4489761 cm

1,134489761 m

44,66497533 in

14. Menghitung Cp Pemanas

Jenis = Steam

T = 613 K 340 C

P = 14,7833215 mPa 145,9 Atm

Pemanas Steam

	K	C	F
T in	613,15	340,00	644
T out	613,15	340,00	644
ΔT	613,15	340,00	644,00

Cpp = 0,1152 + (0,0003402 x T)

Cpp = 0,32379363 Cal/gr.K

0,583342492 Btu/lb.K

0,000713202 Btu/gr.K

1,355400135 J/gr.K

15. Menghitung Densitas Pemanas pada Tin

$\rho\ p = 1.3644 - (9.7073 x 10^{-4}\ Tin)$

ρp = 0,769196901 gr/cm3

16. Menghitung Konduktivitas Thermal Pemanas pada Tin

$Kp = 1.512 - 0.0010387 x Tin$

Kp = 0,875121095 cal/cm jam K

0,3663957 kJ/m.jam.K

0,903030626 Btu/ft.jam.F

17. Menghitung Viskositas pada Tin

$\mu_p = 35.5898 - 0.04212 x Tin$

μp = 9,763922 gr/cm jam

0,002712201 gr/cm det

0,9763922 kg/m.jam

0,656104465 lb/ft.jam

18. Menentukan Pemanas yang dibutuhkan

Pemanas yang dipakai adalah Steam

Tin = 340,00 C, 613,15 K, 644 F

Tout = 340,00 C, 613,15 K, 644 F

Cp Steam = 0,32379363 Cal/gr.K

Qh = 3814819,328kcal/jam =3814819328kal/jam =159612040Kj/jam

Wp = 19214935,95 gr/jam

19214,93595 kg/jam 5,337482208 kg/s

152182292,7 kg/tahun

19. Menghitung koefisien perpindahan panas overall (Ud)

a. Tube side

Cp = 99,697 kj/kmol.K = 2203,957kj/kg.K = 526,4062577Btu/lb.F

μ = 0,000161784 g/cm.s =3,9137E-02 lb/ft.h

k = 5,E-02 W/m.k =3,E-02 Btu/ft.h.F

PR = 777,82678

Gt = 0,138466671 g/cm2.dtk

Dt = 0,035052 m = 3,5052 cm

Re = 3000

Jh = 12 (fig. 24 Kern)

hi = 25,41881994 btu/jam.ft2.F

hio = 21,13130814 btu/jam.ft2.F

b. Shell side

Didalam shell digunakan steam sebagai media pemanas, dengan spesifikasi sbb :

T = 613,15 K

μs = 9,763922 gr/cm.jam

= 0,002712201 gr/cm.det

= 0,656104465 lb/ft.jam

CPs :

T = 613,15 K

CPs = 0,32379363 Cal/gr.K

= 149,2960471 btu/lb.F

= 1,355400135 J/gr.K

Ks :

T = 613,15 K

Ks = 0,903030626 Btu/ft.jam.F

CPs = 149,2960471 Btu/lb.F

μs = 0,656104465 lb/ft.jam

Ks = 0,903030626 Btu/ft.jam.F

Menghitung bilangan Reynold di shell (Res):

IDs (diameter dalam shell) = 44,66497533 in

B (baffle Spacing) = 33,49873149 in

PT (Pitch Tube) = 2,075 in

C' (jarak antar tube) = 0,415 in

Ws (Laju aliran pemanas) = 19214,93595 kg/jam = 42361,63209 lb/jam

as (flow area pada shell) = 2,078083355 in^2 = 0,014431019 ft^2

Gs (Mass velocity shell) = 9246,470265 $lb/ft^2.h$

De (Diameter Equivalen) = 1,20138535 in = 0,100111441ft =3,05151879cm

Res = 1410,869022

jH = 25 (fig. 28 kern)

ho = 1075,470203 $Btu/jam.ft^2.F$

c. Clean overall coefficient (Uc)

Uc = 20,72411175 $Btu/jam.ft^2.F$

d. Menentukan Rd (Dirty Factor)

Dari Grafik didapatkan:

Rd Shell = 0,0029 (Sources : Fig. 29, Kern, Page 839)

Rd Tube = 0,00039 (Sources : Fig. 26, Kern, Page 836)

Rd = Rd Shell + Rd Tube

= 0,00329 $hr.ft^2.F/Btu$

Ud = 19,40128685 $Btu/jam.ft^2.F$

= 94,7170824 $kkal/jam.m^2.K$

= 396,561309 kj/jam.m2.K

20. Menghitung Panjang Reaktor

Persamaan yang digunakan :

Persamaan neraca massa pada elemen volume

$$\frac{dX}{dZ} = \frac{(-rA).Nt.\pi.(IDt)^2}{4.FAo}$$

Persamaan neraca panas pada elemen volume

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_R).FAo.\frac{dX}{dZ} - Ud.\pi.ODt.Nt.(T-Tp)}{\sum Fi.Cpi}$$

dimana $\Delta HR = \Delta HR_{298} + \int_{298}^{T} \Delta Cp.dT$

Persamaan neraca panas pemanas

$$\frac{dTs}{dZ} = \frac{Ud.\pi.ODt.Nt.(T-Ts)}{Wp.Cp_p}$$

Persamaan pressure drop

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{Gt}{\rho.g_c.Dp}.\frac{(1-\varepsilon)}{(\varepsilon)^3}.\left(\frac{150.(1-\varepsilon).\mu}{Dp} + 1{,}75.Gt\right)$$

$$(-r_A) = k_o.exp.\left(\frac{-Ea}{R.T}\right).\frac{F_{AO}.(1-x)}{F_{TO}}$$

Pendekatan menghitung Pressure Drop dengan menggunakan Ergun Equation

$$\sum Fi.Cpi = [F_{Ao}.(1-x).C_{PA}] + \left[\left(F_{Bo} + \frac{1}{2}.F_{Ao}.x\right).(C_{PB})\right] + \left[\left(F_{Co} + \frac{1}{2}.F_{Ao}.x\right).(C_{PC})\right]$$

konversi (X) = 50 %

suhu gas masuk (Tin) = 290,00 C = 563,15 K

suhu gas keluar (Tout) = 291,83 C = 564,98 K

Z (panjang pipa tube) = 3 m = 118,110

tekanan masuk (P in) = 2 Atm

tekanan keluar (P out) = 2,185 Atm

Pressure drop = 0

diameter shell (IDS) = 1,134489761 m = 44,66495121 in

suhu pemanas masuk (Tp in) = 340,00 C = 613,15 K

suhu pemanas keluar (Tp out) = 295,95 C = 569,10 K

21. Mechanical Design

a. Tube

BWG = 18 in

OD = 1,25 in

L = 10 ft

ID = 1,15 in

Flow area per tube = 0,665 in2

Surface per lin ft :

Outside = 0,3271 ft2/ft

Inside = 0,2409 ft2/ft

Weight per lin ft = 2,09 lb steel

Panjang pipa tube = 106,2992126 in

Susunan tube = triangular

Jumlah pipa = 420 buah

Pitch (jrk antara 2 pusat pipa) = 2,075 in

Clearance (jrk antara 2 pipa) = 0,415 in

Cek SC yang dipilih :

IDt = 1,15 in

ODt = 1,25 in

ketebalan = 0,05 in

$$TebalTube = \frac{P \times r}{f \times E - 0{,}6P} + C$$

Tebal Tube = 0,1250 in

Tekanan yang diijinkan (f) = 15100 psi

Efficiency pengelasan (E) = 0,85

Faktor korosi (c) = 0,125 in

b. Shell

Tekanan design (max over design 20%)

tekanan operasi = 2 atm

= 29,4 psi

= 2,0265 bar

tekanan desain = 35,28 psi

b. Bahan Konstruksi Shell

Dipilih material Stainless steel SA 167 grade 3 type 304

Pertimbangan :

> Memiliki allowable stress cukup besar

> Mampu bertahan pada tekanan tinggi

> Harga relatif murah

> Bahan tahan korosi

Suhu operasi antara -20 sampai 650

c. Tebal Dinding Shell

$$ts = \frac{P x r}{f x E - 0.6P} + c$$

Tekanan yang diijinkan (f) = 15100 psi

Efficiency pengelasan (E) = 0,85

Faktor korosi (c) = 0,125 in

Dengan IDs = 44,66497533 in

Tebal shell (ts) = 0,186487474 in

Dipilih tebal dinding standar = 0,1875 in

ODs = IDs + 2(Tebal Shell)

Ods = 45,03997533 in

OD standar = 48 in

d. Head Reaktor

- Tebal Head

$$tH = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0{,}2P} + c$$

di mana :

P = Tekanan Perancangan, Psi

f = Tekanan maksimum yang diijinkan pada bahan, Psi

C = Joint efficiency, in

E = Corrosion Allowance, in

f = 15100 psi

E = 0,85

c = 0,125 in

Tebal head 0,186407436 in

Dipilih tebal head standar 0,1875 in

- Tinggi Head

ODs = 44,66497533 in

ts = 0,1875 in

didapat :

icr = 2 in

r = 30 in (Sources : Brownell & Young page 90)

a = IDS/2 22,33248766 in

AB = a - icr 20,33248766 in

BC = r - icr 28 in

AC = (BC2 - AB2)1/2 19,25071286 in

b = r - AC 10,74928714 in

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan th 3/16 in didapat sf = 1,5 - 2 in

perancangan digunakan sf 2 in

Tinggi Head (OA) = th + b + sf

= 12,93678714 in

= 1,078065164 ft

= 0,328594393 m

e. Tinggi Reaktor

tR = panjang tube + top tinggi head

= 119,2359997 in

= 9,936329337 ft

= 3,028594393 m

f. Volume Reaktor

- Volume head = 0.000049 x IDs3 (Sources : Eq 5.11, P.88, Brownell, 1959)

= 4,366137165 in3

= 7,15483E-05 m3

- Volume Shell = 166469,2033 in3

= 2,727947482 m3

- Volume Reaktor = Vol shell + (Vol top head)

= 166473,5694 in3

= 2,72801903 m3

Waktu tingal = V/Q

Volume Tube = 110,3558563 in3

= 0,001808412 m3

Q= 0,000892017 m3/s

t= 2,027330623 s

g. Spesifikasi Nozzle

- Diameter saluran gas umpan

$$d, \text{optimum} = 260\ G^{0.52}\rho^{-0.37}$$

di mana :

G = 0,885 kg/s

ρ = 1,969480948 kg/m^3

Dopt = 213,7218301 mm

= 8,414249824 in

Dipilih ukuran standart sch 30:

ID = 13,25 in

OD = 14 in

- Diameter saluran gas keluar

ρ = 1,423398983 kg/m3

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

G = 0,885 kg/s

ρ = 1,423398983 kg/m^3

D opt = 241,0061824 mm

= 9,488437502 in

Dipilih ukuran standart sch 30:

ID = 13,25 in

OD = 14 in

- Diameter pemanas masuk

$$\rho\, p = 1.3644 - (9.7073 x 10^{-4}\, Tin)$$

ρ p = 0,769196901 gr/cm^3

= 769,1969005 kg/m^3

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

G = 0,885 kg/s

ρ = 769,1969005 kg/m^3

D opt = 23,49227954 mm

= 0,924893395 in

Dipilih ukuran standart sch 30:

ID = 13,25 in

OD = 14 in

- Diameter pemanas keluar

$$\rho\, p = 1.3644 - (9.7073 x 10^{-4}\, Tin)$$

T pemanas out = 569,10 K

ρ p = 0,817733401 gr/cm^3

= 817,7334005 kg/m^3

G = 0,885 kg/s

ρ = 817,7334005 kg/m^3

D opt = 22,96638822 mm

= 0,904189001 in

Dipilih ukuran standart sch 30:

ID = 13,25 in

OD = 14 in