

**PRARANCANGAN PABRIK ANILIN DARI AMONIA DAN FENOL
KAPASITAS PRODUKSI 10.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK**

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



oleh :

**Nama : Nanda Budi Prakoso
NIM : 13521025**

**Nama : Tantri Yunita
NIM : 13521160**

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

2018

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL LAPORAN PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Nanda Budi Prakoso

NIM : 13521025

Yogyakarta, 21 Februari 2019

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Nanda Budi Prakoso

NIM. 13521025

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK ANILIN DARI AMONIA DAN FENOL KAPASITAS PRODUKSI 10.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



oleh :

Nama : Nanda Budi Prakoso
NIM : 13521025

Nama : Tantri Yunita
NIM : 13521160

Yogyakarta, 20 Desember 2018

Pembimbing

Ir. Suharno Rusdi, Ph.D.

Pembimbing

28/12/2018

Lilis Kistriyani, S.T, M.Eng

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ANILIN DARI AMONIA DAN FENOL KAPASITAS PRODUKSI 10.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Nanda Budi Prakoso

NIM : 13521025

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, 21 Februari 2019

Tim Penguji,

Suharno Rusdi, Ir., Ph.D

Ketua

Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.

Anggota I

Asmanto Subagyo, Ir., M.Sc.

Anggota II

Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi, Ph.D.

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji dan syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah memberikan rahmat serta hidayah-Nya kepada kita semua. Tak lupa sholawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada Nabi besar kita Muhammad SAW. Berkat rahmat serta karunia-Nya penyusun dapat menyusun dan menyelesaikan naskah tugas akhir dengan judul **“Prarancangan Pabrik Anilin Dari Amonia Dan Fenol Kapasitas 10.000 Ton/Tahun”**.

Tugas akhir prarancangan pabrik ini disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Dalam penyusunan naskah ini penyusun banyak sekali mendapatkan bantuan dari berbagai pihak baik yang secara langsung maupun tidak langsung. Dalam kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang menyertai dan meridhoi setiap jalan yang dilalui dan memberikan semua kemudahan yang di hadapi.
2. Nabi Muhammad SAW sebagai panutan dan tauladan serta ajaran-ajaran yang menjadi pedoman dalam setiap langkah kehidupan.
3. Kakak, Ibu, Bapak, Taufik serta seluruh saudara yang tidak pernah berhenti mendukung dan mendorong penulis untuk tetap berusaha ketika penulis dalam keadaan terpuruk sekalipun, serta do'a yang selalu di berikan.
4. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Ir. Suharno Rusdi, Ph.D.selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

6. Bapak Ir. Pratikno Hidayat, M.Sc. selaku pembimbing 1 Pra Rancangan Pabrik di Universitas Islam Indonesia.
7. Ibu Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng. selaku pembimbing 2 Pra Rancangan Pabrik di Universitas Islam Indonesia.
8. Seluruh staff akademik Jurusan Teknik Kimia.
9. Teman-teman Teknik Kimia 2013 yang selalu memberikan dukungan semangat serta do'a dan selalu mendukung penulis selama mengerjakan tugas akhir ini.
10. Serta semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah membantu penulis menyelesaikan tugas akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Penulis menyadari bahwa laporan ini jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangan mengingat keterbatasan pengalaman dan kemampuan penulis, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan penulis demi hasil yang lebih baik di masa mendatang.

Yogyakarta, 20 Desember 2018

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PERANCANGAN PABRIK	ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR.....	xii
ABSTRAK	xiii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka.....	9
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	18
2.1 Spesifikasi Produk	18
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	19
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu.....	20
2.4 Pengendalian Kualitas	21
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	24
3.1 Uraian Proses	24
3.2 Spesifikasi Alat Proses	27
3.3 Perencanaan Produksi.....	50
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....	54
4.1 Lokasi Pabrik.....	54

4.2 Tata Letak Pabrik.....	56
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	59
4.4 Pelayanan Teknik (Utilitas)	69
4.5 Organisasi Perusahaan	78
4.6 Tugas dan Wewenang.....	82
4.7 Evaluasi Ekonomi.....	98
BAB V PENUTUP	113
5.1 Kesimpulan.....	113

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Anilin dari tahun 2012 – 2016	3
Tabel 1.2 Data Pabrik Penghasil Anilin di Dunia	5
Tabel 3.1 <i>Shell dan Head</i> tiap <i>shell</i> tangki (T-01)	27
Tabel 3.2 <i>Shell dan Head</i> tiap <i>shell</i> tangki (H-01)	29
Tabel 3.3 <i>Shell</i> tiap <i>course plate</i> tangki (T-02)	30
Tabel 3.4 <i>Shell dan Head</i> tiap <i>shell</i> tangki (MT)	31
Tabel 4.1 Neraca massa masuk <i>reaktor</i>	64
Tabel 4.2 Neraca massa keluar <i>reaktor</i>	64
Tabel 4.3 Neraca massa <i>separator-01</i>	65
Tabel 4.4 Neraca massa <i>separator-02</i>	65
Tabel 4.5 Neraca massa <i>separator-03</i>	66
Tabel 4.6 Neraca massa <i>menara distilasi I</i>	67
Tabel 4.7 Neraca energi <i>condenser parsial</i>	67
Tabel 4.8 Neraca energi <i>reaktor</i>	68
Tabel 4.9 Neraca energi <i>menara distilasi I</i>	68
Tabel 4.10 Jadwal pembagian kelompok <i>shift</i>	95
Tabel 4.11 Daftar gaji karyawan	97
Tabel 4.12 Harga <i>index</i>	99
Tabel 4.13 Harga indeks pada tahun perancangan	101
Tabel 4.14 <i>Physical Plant cost</i>	107

Tabel 4.15 <i>Direct plant cost</i>	107
Tabel 4.16 <i>Fixed capital investment</i>	108
Tabel 4.17 <i>Direct manufacturing cost</i>	108
Tabel 4.18 <i>Indirect manufacturing cost</i>	109
Tabel 4.19 <i>Fixed manufacturing cost</i>	109
Tabel 4.20 <i>Total manufacturing cost</i>	109
Tabel 4.21 <i>Working capital</i>	110
Tabel 4.22 <i>General expense</i>	110
Tabel 4.23 Total biaya produksi	110
Tabel 4.24 <i>Total capital investment</i>	111

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Grafik Kebutuhan Anilin di Indonesia	4
Gambar 4.1 Tata letak pabrik.....	58
Gambar 4.2 Tata letak alat	61
Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif	62
Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif	63
Gambar 4.5 Skema unit pengolahan air	77
Gambar 4.6 Struktur organisasi perusahaan.....	81
Gambar 4.7 Grafik hubungan % kapasitas vs rupiah	112

ABSTRAK

Industri anilin memiliki nilai prospek yang sangat baik di masa mendatang, didasarkan kebutuhan anilin di Indonesia yang semakin meningkat dari tahun ke tahunnya. Desain awal pabrik anilin dengan proses amonolisis fenol ini direncanakan dibangun di Gresik, Jawa Timur. ditanah seluas 10.400 m² dengan kapasitas 10.000 ton/tahun.

Anilin dari ammonia dan fenol dibuat menggunakan *reaktor fixed bed multitube* dengan katalis *silica alumina*. Reaksi berlangsung dalam reaktor *fixed bed* pada suhu 362 °C dan tekanan 17 atm dengan media pendingin *Dowtherm A*. Pabrik anilin tergolong pabrik beresiko tinggi karena kondisi operasi dan alat-alat yang digunakan dioperasikan pada suhu yang tinggi. Untuk menunjang proses produksi dan operasi, maka dibutuhkan unit penunjang berupa air untuk proses utilitas yang didapatkan dari sungai Kalimas, dengan jumlah kebutuhan air make up sebesar 7042,25 kg/jam dan jumlah total kebutuhan listrik sebesar 99,55 kWatt yang didapatkan dari perusahaan listrik negara (PLN) dan sebagai cadangan digunakan generator.

Pabrik beroperasi selama 330 hari dalam setahun, dengan proses produksi selama 24 jam. Nilai *fixed capital investment* untuk pabrik ini adalah Rp.413.000.461.685,41, *working capital* Rp. 253.351.923.007,06. *Manufacturing cost* Rp. 373.518.562.453,99 dan *general expense* Rp.84.785.749.402. Analisis ekonomi menunjukkan nilai ROI sebelum pajak adalah 48,0% dan ROI sesudah pajak 38,4%. POT sebelum pajak 2,01 tahun dan POT sesudah pajak 2,50 tahun. Nilai BEP adalah 34,19% dan SDP adalah 15,01%, dan untuk nilai DCF adalah Rp. 233.429.469.209,75. Berdasarkan data diatas, dapat disimpulkan pabrik Anilin ini layak untuk didirikan.

Keywords : Anilin, Reaktor fixed bed, fenol

ABSTRACT

Aniline industry has a very good prospect in the future, based on the needs of aniline in Indonesia which is increasing from year to year. The initial design of aniline by phenol ammonolysis process is planned to be built in Gresik, East Java in 10,400 m² width area with 10,000 tons / year capacities.

Aniline from ammonia and phenol was made by using a fixed bed multitube reactor with *alumina-silica* catalyst. The reaction takes place in a fixed bed reactor at a 362 °C temperatures and 17 atm pressure with Dowtherm A cooling media. Aniline plants are classified as high risk plants because of the tools and operating conditions are operated at high temperatures. To support the production and operation process, a supporting unit in the form of water for utility processes are needed from the Kalimas river, with the amount of make up water around 7042.25 kg / hour and the total need of electricity around 99.55 kWatt which provided from electricity company state (PLN) and used of generator as back up power. The factory operates for 330 days a year, with a 24 hours production process. The value of fixed capital investment for this factory is Rp.413,000,461,685.41, working capital of Rp. 253,351,923,007.06. Manufacturing cost Rp. 373,518,562,453.99 and general expense Rp.84,785,749,402. Economic analysis shows the value of ROI before tax is 48,0% and post-tax ROI is 38,4%. POT before tax 2.01 years and POT after 2.50 years. The BEP value is 34,19% and SDP is 15,01%, and for DCF values are Rp. 233.429.469.209,75. Based on the data above, it can be concluded that the Anilin factory is worth to be established.

Keywords: Aniline, fixed bed reactor, phenol

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

1.1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Pada jaman industrialisasi sekarang pertumbuhan industri di negara Indonesia khususnya industri kimia dari tahun ke tahun cenderung mengalami peningkatan yang cukup baik dari segi kualitas maupun kuantitas. Seiring dengan peningkatan tersebut maka kebutuhan pada bahan baku industri, bahan-bahan kimia maupun tenaga kerja juga akan semakin meningkat. Salah satu bahan baku yang diperlukan yaitu adalah anilin dan turunannya.

Anilin itu sendiri merupakan salah satu senyawa yang digunakan secara luas di berbagai industri kimia sekarang ini. Karena itu kebutuhan anilin tersebut akan meningkat dari tahun ke tahun, berjalan dengan adanya program pemerintah dalam pengembangan industri dimana kebutuhannya baru dapat dipenuhi dari impor dari negara-negara yang maju seperti Jepang, Belgia, Amerika Serikat, Inggris, Korea, Australia, dan Jerman.

Permintaan pasar global pada tahun 2013 adalah 5.480.000 ton/tahun dan pertumbuhan permintaan pasar global sebesar 5,1 % sampai tahun 2018

Sedangkan di Indonesia sendiri, pada tahun 2013 diperkirakan sejumlah 6.835,63 ton dan tahun 2017 diperkirakan sejumlah 1.709,150 ton. Anilin itu sendiri banyak digunakan dalam berbagai industri.

Dengan didirikannya pabrik anilin dengan kapasitas 10.000 ton/th di tahun 2023 diharapkan dapat memenuhi kebutuhan anilin di Indonesia dan sebagian di ekspor ke luar negeri. Disamping itu, dengan didirikannya pabrik anilin dapat membuka lapangan pekerjaan baru dan dapat memicu berdirinya pabrik-pabrik lain yang menggunakan bahan baku anilin. Berdasarkan pertimbangan tersebut, maka pabrik anilin ini layak didirikan di Indonesia.

1.1.2 Kapasitas Perancangan

Dalam penentuan kapasitas rancangan pabrik anilin diperlukan beberapa pertimbangan yaitu kebutuhan produk, ketersediaan bahan baku, dan kapasitas pabrik minimal yang telah beroperasi.

1.1.3 Kebutuhan Anilin

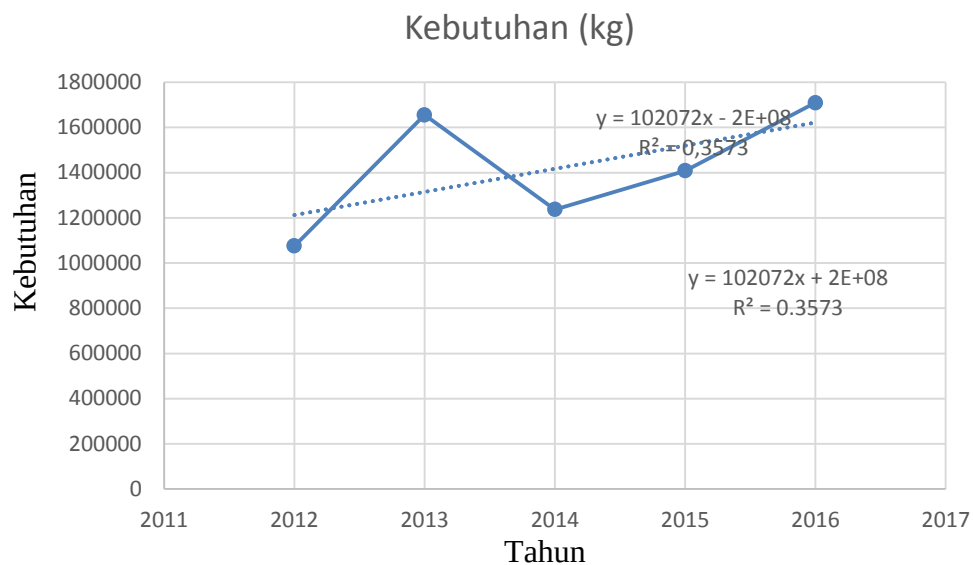
Seiring dengan pertumbuhan industri kimia yang terus meningkat, Permintaan akan anilin untuk kebutuhan di Indonesia mengalami peningkatan secara kuantitatif setiap tahunnya. Hal ini dapat dilihat dari tabel impor anilin ke Indonesia.

Tabel 1.1 Data impor anilin

Tahun	Tahun Ke -	Jumlah (Ton/th)
2012	1	1.075,315
2013	2	1.655,510
2014	3	1.236,637
2015	4	1.408,563
2016	5	1.709,150

(Badan Pusat Statistik)

Dari tabel dapat diprediksi kebutuhan anilin pada tahun 2023 (tahun ke 12) dengan membuat kurva kapasitas vs tahun.



Gambar 1.1 Grafik kebutuhan Anilin di Indonesia

Dari Gambar 1.1 dapat diperoleh persamaan regresi :

$$\text{jumlah} = 102072(\text{tahun}) + 2\text{E}+08.$$

Dengan persamaan tersebut diperkirakan kebutuhan anilin di Indonesia pada tahun 2023 adalah 7085,175 ton.

1.1.4 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku pembuatan anilin yang berupa fenol padat masih diimpor dari Sunoco di Negara Georgia Amerika dengan kapasitas 975.000 ton/tahun. Sedangkan bahan baku yang berupa amonia diperoleh dari PT Petrokimia Gresik yang berlokasi di Gresik Jawa Timur dengan kapasitas 445.000 ton/th.

1.1.5 Kapasitas Pabrik Minimal yang Telah Beroperasi.

Data mengenai produsen serta kapasitas penghasil anilin yang telah beroperasi dapat dilihat pada tabel 1.3 berikut :

Tabel 1.2 Data Pabrik Penghasil Anilin di Dunia

Produsen	Kapasitas, million of pound / year	Kapasitas, Ton/tahun
BASF, Geismar, La	485	220.190
Bayer, New Martinsville, W.Va	40	18.160
Dupont, Beaumont, Tex.	280	127.120
First Chemical, Baytown, Tex	250	113.500
First Chemical, Pascagoula, Miss	340	154.360
Rubicon, Geismar, La.	870	394.980
Sunoco, Ironton, Ohio	150	68.100
Total	2.385	1.082.790

Berdasarkan data-data tersebut dapat diambil kesimpulan bahwa pabrik anilin yang akan didirikan pada tahun 2023 mempunyai kapasitas 10.000 ton/tahun, karena kemungkinan pada tahun tersebut juga akan berdiri pabrik anilin yang lain. Produk anilin tersebut sebagian besar digunakan untuk memenuhi kebutuhan di dalam negeri dan sisanya diekspor.

1.1.6 Pemilihan Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik di Gresik merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik karena merupakan salah satu faktor yang menentukan kelangsungan, perkembangan dan keuntungan pabrik yang akan didirikan secara teknis maupun ekonomis dimasa yang akan datang. Oleh karena itu ada beberapa faktor yang harus dipertimbangkan dalam penentuan lokasi pabrik yang akan didirikan, antara lain :

1. Sumber bahan baku

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

2. Transportasi

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

3. Pemasaran Produk

Pabrik yang akan didirikan sebaiknya dekat dengan daerah pemasaran sehingga dapat menghemat biaya transportasi dan memudahkan dalam pengiriman produk ke konsumen, hingga produk dapat di manfaatkan sesuai dengan kebutuhannya.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan itu meliputi tenaga kerja kasar (non skill) dan tenaga ahli. Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dari segi tenaga kerja antara lain mudah tidaknya dalam mendapatkan tenaga kerja yang dibutuhkan, banyaknya jumlah tenaga kerja dan tingkat penghasilan tenaga kerja itu sendiri.

5. Utilitas

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

Berdasarkan pertimbangan dari factor-faktor diatas, maka dapat di pastikan untuk memilih lokasi pabrik di daerah Gresik Jawa Timur. Pendirian pabrik di daerah Gresik ini dianggap strategis dari segi ekonomi maupun teknis dengan alasan sebagai berikut :

- a. Dekat dengan sumber bahan baku yaitu amonia yang didatangkan dari PT Petrokimia Gresik. Sedangkan transportasi pengiriman fenol juga lebih mudah karena lokasi di Gresik dekat dengan pelabuhan.
- b. Dekat dengan lokasi pemasaran. Hal ini dikarenakan sebagian besar industri kebanyakan ada di Pulau Jawa yang merupakan sasaran pemasaran produk anilin.
- c. Tersedianya sarana transportasi dan jalan raya dapat memudahkan dalam pendistribusian produk ke konsumen hingga berbagai kota di Pulau Jawa dan sarana pelabuhan untuk pendistribusian ke luar Pulau Jawa dan untuk ekspor.
- d. Tersedianya jumlah tenaga kerja yang melimpah. Jawa timur merupakan daerah dengan kepadatan penduduk yang cukup tinggi sehingga

kebutuhan tenaga kerja baik tenaga kerja kasar maupun tenaga ahli dapat dengan mudah di dapatkan.

- e. Kemudahan dalam memperoleh sarana pendukung. Kebutuhan air dapat dipenuhi dari sungai dan sumber air tanah yang ada di sekitar Gresik. Sedangkan tenaga listrik dapat diperoleh dari PLN dan untuk kebutuhan sumber bahan bakar dapat dipenuhi dari Pertamina. Dua faktor tersebut merupakan faktor penting dalam pengoperasian pabrik.

1.2 Tinjauan Pustaka

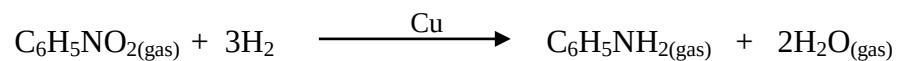
1.2.1 Proses produksi anilin

Anilin dapat diproduksi dengan beberapa macam proses, antara lain:

1. Proses Hidrogenasi Nitrobenzen Fase Uap

Proses reduksi Nitrobenzen merupakan proses pembuatan anilin dari nitrobenzen uap yang direaksikan dengan hidrogen pada suhu 270 C dan tekanan 2,3 atm

Reaksi yang terjadi :

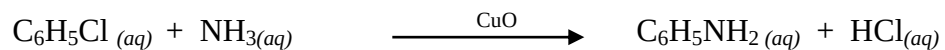


Reaksi terjadi dalam reaktor fluidized bed yang mengandung katalis silica supported copper dengan waktu reaksi yang sangat pendek. Proses ini dapat menghasilkan anilin dengan yield 99 %. Katalis yang digunakan

mengalami deaktivasi yang cukup cepat sehingga harus selalu di regenerasi.

2. Proses Aminasi Klorobenzen

Pada proses ini klorobenzen direaksikan dengan amonia cair. Reaksinya :

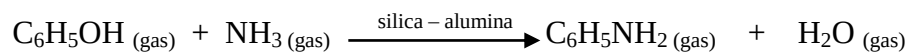


Reaksi berlangsung dalam reaktor rolled steel autoclave yang disusun horizontal pada suhu 210 – 220 oC dan tekanan 750 – 850 psi. Katalis yang digunakan adalah cuprous oxide. Yield yang dihasilkan dari proses ini adalah 85 – 90 % terhadap klorobenzen.

3. Proses Amonolisis Fenol

Pada proses amonolisis fenol, amonia dan fenol direaksikan dalam fase uap pada temperatur 300 – 600 °C dan tekanan 16 atm.

Reaksi berlangsung dalam reaktor *fixed bed* dengan campuran *silica – alumina* sebagai katalis. Reaksi :



Amonia dibuat berlebih terhadap fenol dengan perbandingan 20 : 1. Kunci dari proses ini adalah katalis hasil dari pengembangan Halcon atau yang biasa di sebut Anhidrida Maleat yaitu oksidasi fasa uap dari benzene, yang dapat menaikkan yield fenol dan amonia secara kuantitatif.

Konversi yang diperoleh dari proses ini adalah 94 % terhadap fenol dengan yield 90 % (Ullman, 1988). Dari proses ini dapat dihasilkan anilin dengan kemurnian tinggi (99 %) dan limbah yang sedikit. Selain itu produk samping yang dihasilkan juga merupakan produk yang bernilai tinggi.

(Othmer, 1999)

1.2.2 Alasan Pemilihan Proses

Berdasarkan uraian diatas dapat dilihat bahwa proses pembuatan anilin dengan proses amonolisis fenol merupakan proses yang paling menguntungkan untuk dipilih. Kelebihan proses ini adalah :

1. Konversi yang tinggi
2. Kemurnian produk yang tinggi
3. Menghasilkan produk samping yang bernilai tinggi
4. Umur katalis yang cukup lama

1.2.3 Kegunaan Produk

Penggunaan anilin di Indonesia dapat dikatakan sebagai pemenuhan bahan kimia menengah. Hal ini akan lebih jelas jika ditinjau dari kegunaan anilin sebagai bahan dalam pembuatan :

- *Rigid polyurethanes* dan *reaction injection moded* (RIM)
- Accelerator meliputi *mercapto benzonotole*
- Industri karet sintesis
- Industri pharmaceutical, khususnya dalam pembuatan *sulfachugs* dan *sweetening agent sintetik*.
- Industri kimia fotografi
- Resin dari anilin
- Bahan *corrothion inhibitor*

Berbagai turunan anilin paling penting untuk industri tekstil, kertas, industri metalurgi, penyediaan sirfactum inti katalis serta stabiliser pestisida. Sehingga dilihat dari seluruh kegunaannya, penggunaan anilin cukup mendukung operasional industri kimia di indonesia.

(Kirk Othmer , 1999)

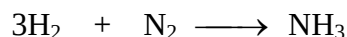
1.2.4 Sifat Kimia

A. Sifat kimia bahan baku

Sifat Kimia Amonia

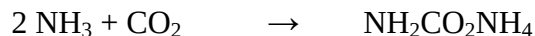
1. *Ammonia* stabil pada temperatur rendah, tetapi terdekomposisi menjadi hidrogen dan nitrogen pada temperatur yang tinggi. Pada tekanan atmosfer dekomposisi terjadi pada 450 – 500 °C, dengan katalis pada temperature 300 °C dan dekomposisi mendekati lengkap pada suhu 500 – 600°C

2. Disintesis dengan proses Haber Bosch dengan bahan bakunya adalah gas alam sebagai sumber H₂ yang direaksikan dengan nitrogen



3. Oksidasi *ammonia* pada temperatur yang tinggi menghasilkan nitrogen dan air.

4. Reaksi Polimerisasi antara *ammonia* dengan karbondioksida menghasilkan *ammonium carbamat*, reaksinya sebagai berikut :

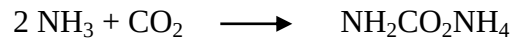


Ammonium karbamat kemudian terdekomposisi menjadi urea

5. Reaksi halogenasi

Halogen bereaksi dengan *ammonia*. Klorin dan bromin melepaskan nitrogen dari *ammonia* yang berlebihan untuk menghasilkan garam

6. Reaksi antara *ammonia* dengan karbondioksida menghasilkan *ammonium carbamat*, reaksinya sebagai berikut :

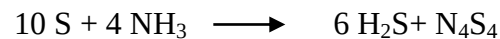


Ammonium karbamat terdekomposisi menjadi urea dan air.

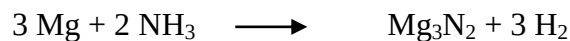
7. *Ammonia* bereaksi dengan uap *phospor* pada panas yang tinggi menghasilkan *nitrogen* dan *phospine*



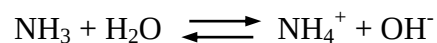
ammonia bereaksi dengan uap belerang menghasilkan *ammonium sulfat* dan *nitrogen*. Belerang dan *anhydrous ammonia* cair bereaksi menghasilkan *nitrogen sulfida*.



8. Pemanasan *ammonia* dengan logam yang reaktif seperti *magnesium* menghasilkan nitrid :



9. Reaksi antara *ammonia* dengan air bersifat reversibel reaksinya adalah sebagai berikut :



Kelarutan *ammonia* turun dengan cepat dengan naiknya temperatur

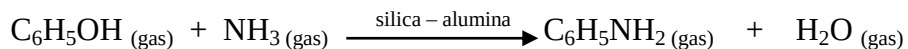
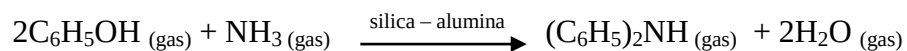
10. Reaksi antara *ammonia* dengan *ethylene oxide* akan membentuk *mono-, di- dan triethanolamine*.

(Othmer, 1999)

1.2.5 Sifat Kimia Fenol

1. Reaksi dengan amonia menghasilkan anilin dan Dyphenilamine

Reaksi :



2. Disintesis pertama kali dari sulfonasi benzen dan hidolisis sulfonate
3. Saat sekarang banyak disintesis dari proses Cumene dimana cumene direaksikan dengan oksigen membentuk Cumene Hydroperoxide.

Hydroperoxide kemudian membentuk fenol dan aseton. Reaksinya :



(Othmer, 1999)

B. Sifat Fisik dan Kimia Produk

Sifat Kimia Anilin

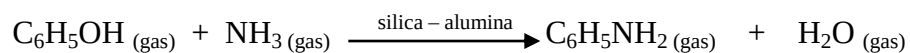
- Anilin larut dalam pelarut organic dengan baik, larut dalam air dengan tingkat kelarutan 3,5 % pada 25 °C.
- Merupakan basa lemah ($K_b = 3,8 \times 10^{-10}$)

- Halogenasi senyawa aniline dengan brom dalam larutan sangat encer menghasilkan endapan 2,4,6 tribromoanilin, sedangkan halogenasi dengan klorin menghasilkan 2,4,6 trikloroanilin.
- Nitration aniline dengan asam nitrat pada suhu -20 °C menghasilkan mononitroanilin dan nitration aniline dengan nitrogen oksida cair pada suhu 0°C menghasilkan 2,4 dinitrophenol.

1.2.6 Tinjauan Proses Secara Umum

Pembuatan anilin dengan proses amonolisis fenol berlangsung pada fase gas. Katalis yang digunakan adalah silika-alumina. Reaktor yang dipilih adalah reaktor tipe *multitube fixed bed*. Amonolisis fenol menjadi anilin pada fase gas menggunakan katalisator silika-alumina mengikuti reaksi:

Reaksi Utama :



(Othmer, 1999)

Pembuatan aniline dengan proses amonolisis fenol berlangsung pada fase gas. Gas fenol dan ammonia dikontakkan pada reaktor dengan katalis silica-alumina. Reaksi dilakukan pada reactor *multitube fixed bed* karena reaksi terjadi pada fase gas-gas berkatalis padat. Umpan berupa fenol dan amonia masuk melalui bagian atas reaktor.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Anilin ($C_6H_5NH_2$)

Bentuk : Cair

Warna : Kuning pucat

Kemurnian, % berat : Min 99%

Impuritas, % berat : Fenol 0,1 %

Diphenylamine, : maks 0,37 %

Densitas : 1,022 g/ml

Suhu Kritis : 699 °K = 426 °C

Tekanan Kritis : 52,4 °K = -220,6 °C

Titik Didih : 457,5 °K = 184,5 °C

Titik Lebur : 267 °K = -6 °C

Liquid Density : 1,022 kg/m³

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

1. Amonia (NH_3)

Wujud	: Gas
Kenampakan	: Tidak berwarna
Berat Molekul	: 17 gram/mol
<i>Spesific gravity</i>	: 0,817
Kemurnian	: 99,9%
Impuritis	: 0,1% H_2O
Suhu Kritis	: 405,6 °K = 132,6 °C
Tekanan Kritis	: 111,3 °K = -161,7 °C
Titik Didih	: 239,7 °K = -34 °C
Titik Lebur	: 195,4 °K = -77,6 °C
Liquid Density	: 0,73 kg/m ³

2. Fenol ($\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$)

Wujud	: Padat
Kenampakan	: Tidak berwarna
Berat Molekul	: 94 gram/mol

Kemurnian, % berat	: Min 99 %
Impuritas, % berat	: Air, 1 %
Densiti, g/ml	: 0,594 – 0,598 g/ml
Suhu Kritis	: 694,2 °K = 421,2 °C
Tekanan Kritis	: 60,5 °K = -212,5 °C
Titik Didih	: 455 °K = 182 °C
Titik Lebur	: 314 °K = 41 °C
Liquid Density	: 1,059 kg/m ³

3. Air

Wujud	: Liquid
Rumus Molekul	: H ₂ O
Berat Molekul	: 18 kg/kmol
Titik Didih, °C	: 100 °C (1 atm)
Densitas	: 1
Titik leleh, °C	: 0 °C (1 atm)
Spesifik Gravity	: 1
Temperatur Kritis	: 374,3 °C
Tekanan Kritis	: 79,9 atm

2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

Katalis *silica – alumina* ($\text{SiO}_2\text{-AlO}_3$)

Bentuk : *Pelet*

Diameter : 4,9 mm

Bulk Densiti : 457 kg/m^3

Range Temperatur : $0^\circ\text{C} - 1400^\circ\text{C}$

Porositas : 0,4

2.4 Pengendalian Kualitas

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku di buat untuk mengetahui kemampuan kualitas bahan baku tersebut saat digunakan, apakah sudah layak untuk digunakan dan sudah sesuai dengan rekomendasi bahan proses atau belum. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, akan dilakukan penelitian terhadap kualitas bahan baku yang berupa anilin dan bahan-bahan pembantu silica-alumina dengan tujuan supaya bahan yang akan di proses dapat di operasikan pada pabrik. Uji yang akan dilakukan antara lain adalah uji densitas, volatilitas, viskositas, kadar komposisi komponen bahan baku, kemurnian pada bahan baku tersebut.

2.4.2 Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Pengendalian kualitas pada pabrik Anilin ini tidak jauh dari bahan baku pembantu dengan adanya proses pengendalian kualitas bahan baku, di harapkan bahan baku utama yang akan dapat di hasilkan secara maksimal.

2.4.3 Pengendalian Kualitas Bahan Proses

Unit pengendalian bahan proses merupakan faktor pendukung pada saat proses produksi yang dimana bagian penting ini untuk mendukung berjalannya proses suatu pabrik. Utilitas di pabrik aniline dirancang antara lain meliputi unit pengadaan *air*, unit pengadaan *steam*, unit pengadaan *udara tekan*, unit pengadaan *listrik*, unit pengadaan *bahan bakar* dan unit *pengolahan limbah*.

1. Unit pengadaan air

Unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air laut dan air sungai untuk memenuhi kebutuhan air sebagai berikut :

- a. Air pendingin (air laut)
- b. Air umpan *boiler*
- c. Air konsumsi umum

2. Unit pengadaan *steam*

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan *steam* sebagai media pemanas untuk alat-alat *heat exchanger*, *vaporizer* dan *reboiler*

3. Unit pengadaan udara tekan.

Unit ini bertugas untuk menyediakan udara tekan untuk kebutuhan instrumentasi *pneumatic*, untuk penyediaan udara tekan di bengkel, dan untuk keperluan back wash.

4. Unit pengadaan listrik

Unit ini bertugas menyediakan listrik sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses, peralatan utilitas, peralatan elektronik atau listrik, AC, maupun untuk penerangan. Listrik disuplai dari PLN dan dari generator sebagai cadangan bila listrik dari PLN mengalami gangguan

5. Unit pengadaaan bahan bakar.

Unit ini bertugas menyediakan bahan bakar untuk kebutuhan *boiler* dan *generator*.

6. Unit refrigerasi

Unit ini bertugas untuk menyediakan propane dengan suhu 10°C dan mengkondensasikan uap amonia yang mungkin terbentuk dalam tangki penyimpan amonia.

2.4.4 Pengendalian Kualitas Produk

Dalam proses pembuatan suatu produk khusus nya pada pabrik anilin proses untuk mendapatkan hasil yang maksimal yang sesuai dengan standar produk yang

sudah ada di dunia maka dari itu diperlukan bahan yang memiliki kualitas baik, Dalam proses untuk mendapatkan hasil produk yang baik maka perlu dilakukan pengawasan serta pengendalian control dalam proses pembuatannya harus sudah sesuai dengan tahapan-tahapan seperti uji kemurnian dan komposisi komponen produk.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Dalam proses pembuatan Anilin dengan bahan baku ammonia dan fenol pada dasarnya bahannya meliputi : penyiapan bahan baku, amonolisis fenol, dan pemisahan dan pemurnian produk.

a. Penyiapan bahan baku

Langkah yang dimaksud adalah untuk mendapatkan umpan reaktor berupa uap fenol yang berasal fenol padat. Mula-mula fenol padat dari hopper (H – 01) dengan komposisi 99,9% berat fenol dan 0,1% berat air pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Kemudian fenol di leleh kan pada melter dengan suhu 50 °C. Hasil bawah umpan dari menara distilasi berupa fenol, air dan sedikit ammonia gas dan anilin dengan suhu 141,2 °C dan tekanan 17 atm. Hasil pencampuran dari umpan segar dan hasil recycle berupa fenol, air dan sedikit ammonia, anilin dengan suhu 50 °C dan tekanan 1 atm di campur dengan hasil bawah dari separator (SP – 01) yang berupa fenol, air ,ammonia dan anilin dengan suhu 227°C dan tekanan 3 atm dialirkan menuju vaporizer (VP-01) adalah fenol, air, dan amonia gas dengan suhu 69,4°C dan tekanan 3 atm. Vaporizer akan mengubah fenol, air dan sedikit

amonia, anilin dari fase gas menjadi fase uap, hasil keluar vaporizer (VP-01) berupa fenol, air, dan ammonia, anilin fase uap dengan suhu 227°C dan tekanan 3 atm yang selanjutnya akan dinaikkan suhunya menjadi $331,9^{\circ}\text{C}$ melalui proses compressor sebagai alatnya, kemudian masuk kedalam reaktor.

Langkah yang dimaksud adalah untuk mendapatkan umpan reaktor berupa uap amonia yang berasal ammonia gas. Mula-mula amonia dari tangki bahan baku (T – 01) dengan komposisi 99,9% berat amonia dan 0,1% berat air pada suhu 30°C dan tekanan 17,2 atm. Kemudian amonia di leleh kan pada melter dengan suhu 50°C . Hasil bawah umpan dari menara distilasi berupa fenol, air dan sedikit ammonia gas dan anilin dengan suhu $141,2^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 17 atm. Hasil pencampuran dari umpan segar dan hasil recycle berupa fenol, air dan sedikit ammonia, anilin dengan suhu 50°C dan tekanan 1 atm di campur dengan hasil bawah dari separator (SP – 01) yang berupa fenol, air ,ammonia dan anilin dengan suhu 227°C dan tekanan 3 atm dialirkan menuju vaporizer (VP-01) adalah fenol, air, dan amonia gas dengan suhu $69,4^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 3 atm. Vaporizer akan mengubah fenol, air dan sedikit ammonia, anilin dari fase gas menjadi fase uap, hasil keluar vaporizer (VP-01) berupa fenol, air, dan ammonia

a. Amonolisis Fenol

Proses amonolisis fenol ini berlangsung dalam reaktor *fixed bed multitube* (R) pada suhu 430°C dan tekanan 2 atm dengan konversi 99%. Uap fenol sebagi reaktan masuk pada pipa-pipa reaktor yang berisi katalisator silica alumina. Karena reaksi bersifat endotermis dengan suhu masuk umpan reaktor

(R) 362°C maka digunakan gas hasil pembakaran sebagai pemanas Produk keluar reaktor pada suhu 429,2°C dengan tekanan 16,9 atm

b. Pemisahan dan Pemurnian Produk

Produk keluar dari reaktor terdiri dari produk anilin dan sisanya reaktan yang belum bereaksi, reaktor bekerja secara non isothermal dan non adiabatic pada keadaan endotermis. Setelah keluar dari reaktor gas dialirkan ke *cooler* (CL-01) untuk diturunkan suhunya dari 429,2 °C menjadi 150 °C. Hasil keluar cooler CL-01 berupa campuran uap amonia, fenol dan air dengan suhu 150°C pada tekan 16,3 atm. Setelah melalui CL-01 campuran uap masuk ke dalam kondenser parsial (CDP) untuk mengembunkan ammonia, fenol dan air suhunya dari 150 °C menjadi 133 °C dengan menggunakan air sebagai pendingin dan kemudian hasil yang keluar dari cooler dipisahkan sebagian didalam separator (SP-02). Hasil keluar bawah dari separator (SP-02) masuk ke cooler CL-02 untuk menurunkan suhu dari 133 °C menjadi 119,08 °C sedangkan hasil atas separator SP-02 di recycle kembali masuk ke dalam HE-01 untuk kemudian menjadi umpan reactor kembali. Kemudian umpan (MD) berupa amonia, fenol dan air kemudian di pisahkan sehingga di peroleh hasil atas berupa air, fenol dan hasil bawah berupa air, fenol dan anilin. Hasil bawah menara distilasi berupa produk yang di tamping pada T-02 sedangkan hasil atas MD air dan fenol suhunya di turunkan 104,7 °C menjadi 35 °C dengan air pendingin di keluakan ke UPL. Dan Hasil bawah menara distilasi pada suhu 174,3°C dan tekanan 1,2 atm masuk kedalam reboiler untuk diuapkan kembali yang sebagian besar masuk kembali ke dalam menara

distilasi dan sebagian masuk ke dalam cooler CL-04 di turunkan suhu nya dari 175,5 menjadi 35 °C dan kemudian masuk ke dalam tangki T-02.

3.2 Spesifikasi Alat Proses

3.2.1 Tangki penyimpanan bahan baku, T – 01 (NH₃ 99,9 %)

Tugas : Menyimpan bahan baku amonia 99,9 %
selama 1 bulan sebanyak 166.344,27 Kg

Kondisi penyimpanan : Atmosferik, suhu perancangan 30 °C

Jenis : *Tangki silinder horizontal*

Spesifikasi : Volume : 73.936,49 gallon
: 279,85 m³

Tinggi : 22,88 m

Diameter : 3,81 m

Tabel 3.1 *Shell dan Head* tiap *shell* tangki (T-01)

Bagian tangki	Factor korosi (in)	Jari-jari tangki (in)	Tebal t (in)
Shell	0,125	75,06	1,567
Head	0.125	75,06	1,393

Bahan	: <i>Baja stainless steel SA 167 grade C</i>
Tebal shell	: 1 5/8 in
Jumlah	: 1 buah

3.2.2 Tangki penyimpan bahan baku, H – 01 (fenol 99 %)

Tugas	: Menyimpan bahan baku fenol padat 99 % selama 1 bulan sebanyak 31.213,79 Kg
Kondisi penyimpanan	: Atmosferik, suhu perancangan 30 °C
Jenis	: <i>Tangki Silinder Vertical dengan conical Bottom Head</i>
Spesifikasi	: Volume : 11.797 gallon : 44,659 m ³ Tinggi : 10,165 m Diameter : 2,54 m

Tabel 3.2 *Shell dan Head* tiap *shell* tangki (H-01)

Bagian tangki	Factor korosi (in)	Jari-jari tangki (in)	Tebal t (in)
Shell	0,125	50,02	0,171
Head	0,125	50,02	0,166

Bahan : *Carbon steel SA 178 grade C*

Tebal shell : 3/16 in

Jumlah : 1 buah

3.2.3 Tangki penyimpanan produk akhir anilin T – 02

Tugas : Menyimpan produk akhir anilin 99%
sebanyak 909.090,94 kg selama 1 bulan

Kondisi penyimpanan : Atmosferik, suhu 30 °C

Jenis : *Tangki silinder vertikal*

Spesifikasi : Volume : 233.233 gallon
: 882,887m³

Tinggi : 9,120 m

Diameter : 12,160 m

Tabel 3.3 *Shell tiap course plate* tangki (T-02)

Plat dari bawah	H (ft) dari bawah	ts (in)
1	32	0,333
2	24	0,280
3	16	0,266
4	8	0,172
5	0	0,118

Bahan : *Baja Stainless steel SA 167 grade 3*

Tebal Shell : 0,333 in

Jumlah : 1 buah

3.2.4 Reaktor

Tujuan : Mereaksikan ammonia dan fenol menjadi anilin
sebanyak Kg/jam

Jenis : *Fixed Bed Multitube*

Fase : Gas

Kondisi operasi : Endotermis

Suhu = 362°C

Tekanan = 17 atm

Spesifikasi : Diameter luar pipa = 3,353 cm

Diameter dalam pipa	= 2,664 cm
Diameter Shell	= 1,894 cm
Jumlah pipa	= 1394 pipa
Tinggi	= 4,191 cm
Katalis	= Silica Alumina
Bahan	: <i>Baja stainless steel SA 167 grade C</i>

3.2.5 Menara distilasi

Tujuan	: Memisahkan Anilin sebanyak 1521,4180 kg/jam
Jenis plate	: <i>Sieve plate Distillation tower</i>
Kondisi operasi	: Puncak menara : Tekanan = 1 atm Suhu = 104,7 °C
	Umpan : Tekanan = 1,1 atm Suhu = 119,08 °C
	Dasar menara : Tekanan = 1,2 atm Suhu = 174,3 °C
Spesifikasi	: Diameter Menara : - Diameter puncak = 0,509 m - Diameter dasar = 0,719m Tinggi = 8,68 m Jumlah Plate = 23 plate Tebal shell = 1/4 in Tebal head = 1/4 in

Bahan : *Carbon steel SA 167 grade 3*

3.2.6 Melter

Tugas : Meleburkan fenol sebanyak 1.300,575 Kg/j

Kondisi penyimpanan : Atmosferik, suhu perancangan 50 °C

Jenis : *Tangki Berpengaduk*

Spesifikasi : Volume : 499 gallon

: 1,89 m³

Tinggi : 1,68 m

Diameter : 1,12 m

Tabel 3.4 *Shell dan Head* tiap shell tangki (MT)

Bagian tangki	Factor korosi (in)	Jari-jari tangki (in)	Tebal t (in)
Shell	0,125	22,04	0,156
Head	0,125	22,04	0,152

Bahan : *Stainless Steel*

Tebal shell : 3/16 in

Jumlah : 1 buah

3.2.7 Screw Conveyor (SC-01)

Tugas	: Menghitung fenol dari hopper sebanyak 2.810,4570 Kg/j	
Kondisi penyimpanan	: Atmosferik, suhu perancangan 50 °C	
Jenis	: <i>Tangki Berpengaduk</i>	
Spesifikasi	Volume	: 16,22 cuft
	Tinggi	: 12 ft
	Diameter	: 1,312 ft
	Horse Power	: 0,02214 Hp
	Daya motor	: 0,50 Hp

3.2.8 Condensor (CD-01)

Tugas	: Menguapkan fluida hasil atas menara distilasi sebanyak 1.521,4180 kg/jam	
Jenis	: <i>Shell and Tube Condenser</i>	
Beban panas	: 151.637,8438 Kcal/jam	
Luas transfer panas	: 65,06 sqft ²	
Panjang	: 8 ft	
<i>Shell side</i>	Fluida panas	: anilin, air
	Ukuran	: ID = 10 in
	Nt	= 40
	Passes	= 1

<i>Tube side</i>	: Fluida dingin : air
Ukuran	: OD; BWG = 0,75 in; 16
ID	= 0,62
Pitch	= 1 square pitch
Panjang	= 8
Passes	= 4
Dirt factor min	: 0,002 hr.ft ² .F/Btu
Dirt factor available	: 0,008 hr.ft ² .F/Btu
Catatan	: Condensor memenuhi syarat, karena R_d <i>available</i> > R_d min.
Bahan	: Stainless steel

3.2.9 Accumulator

Tugas	: Menampung sementara hasil atas menara distilasi sebanyak 292,3540 kg/jam
Jenis	: Tangki silinder horizontal
Spesifikasi	: Diameter : 0,58 m
	Panjang : 1,15 m
	Tebal shell : 3/16 in
	Tebal head : 3/16
Bahan	: Stainless steel SA 178 grade C

3.2.10 Compressor (C-01)

Tugas	: Menaikan tekanan gas dengan kecepatan umpan 1290,38 kg/jam		
Jenis	: Centrifugal compressor		
Spesifikasi	Head compressor	:	15.751,49 ft
	Wheight flow	:	47,314 lb/men
	Total head	:	3/16 in
	Brake horse power	:	38,94

3.2.11 Reboiler

Tugas	: Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi sebanyak 1.262,6263 kg/jam		
Jenis	: <i>Shell & Tube Kettle reboiler</i>		
Beban panas	: 177.327,688 Kcal/jam		
Luas transfer panas	: 56,42 sqft		
Panjang	: 10 ft		
<i>Shell side</i>	: Fluida dingin : fenol, anilin dan air		
	Ukuran	: ID	= 8 in
		Nt	= 26
		Passes	= 1
<i>Tube side</i>	: Fluida panas : steam		

Ukuran	: OD; BWG	= 0,75 in; 16
	Pitch	= 1 Square Pitch
	Panjang	= 10 ft
	Passes	= 2
Dirt factor min	: 0,0015 hr.ft ² .°F/Btu	
Dirt factor available	: 0,0046 hr.ft ² .°F/Btu	
Catatan	: Reboiler memenuhi syarat, karena <i>Rd available</i>	
	> <i>Rd min</i>	
Bahan	: Stainless steel	

3.2.12 Pompa (P – 01)

Tugas	: Mengalirkan ammonia dari mobil menuju tangki penyimpanan sebanyak 231,0337 kg/jam
Jenis	: Pompa sentrifugal
Ukuran pipa	: ID = 4,026 in
	OD = 4,500 in
	Sch N = 40
	IPS = 1,5 in
Spesifikasi Pompa	: Kapasitas Pompa = 423,098 gpm
	Head pompa :
	- Friction Head = 5,54 m
	- Pressure Head = -2 m

- Velocity Head = 0,0 m

- Static Head = 4 m

Putaran Pompa :

- Kecepatan Putar = 1750 rpm

- Effisiensi Motor = 0,88

- Motor Standar = 3 Hp

Bahan penggerak : *Stainless steel*

Jumlah : 1 pompa

3.2.13 Pompa (P – 02)

Tugas : Mengalirkan ammonia dari tangki penyimpanan
menuju vaporizer sebanyak 231,0337 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 0,622 in

OD = 0,840 in

Sch N = 40

IPS = 0,5

Spesifikasi Pompa : Kapasitas Pompa = 1,493 gpm

Head pompa :

- Friction Head = 0,75 m

- Pressure Head = -2,0 m

- Velocity Head = 0,05 m

- Static Head = 7 m

Putaran Pompa :

- Kecepatan Putar = 1750 rpm

- Effisiensi Motor = 0,88

- Motor Standar = 0,50 Hp

Bahan penggerak : *Stainless steel*

Jumlah : 1 pompa

3.2.14 Pompa (P – 03)

Tugas : Mengalirkan fenol dari melter menuju vaporizer
sebanyak 1.290,384 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 0,622 in

OD = 0,840 in

Sch N = 40

IPS = 0,5

Spesifikasi Pompa : Kapasitas Pompa = 5,366 gpm

Head pompa :

- Friction Head = 9,69 m

- Pressure Head = 156,27 m

- Velocity Head = 0,0 m

- Static Head = 2 m

Putaran Pompa :

- Kecepatan Putar = 1.750 rpm

- Effisiensi Motor = 0,88

- Motor Standar = 1,50 Hp

Bahan penggerak : *Stainless steel*

Jumlah : 1 pompa

3.2.15 Pompa (P – 04)

Tugas : Mengalirkan fase cair hasil bawah dari separator
3 (SP-03) menuju MD sebanyak 1.521,418
kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 0,622 in
OD = 0,840 in
Sch N = 40
IPS = 0,5

Spesifikasi Pompa : Head pompa :

- Friction Head = 16,7962 m

- Pressure Head = -156,0094 m

- Velocity Head = 0,0 m

- Static Head = 7 m
- Total Head Pompa : = -132,21 m

Bahan penggerak : *Stainless steel SA*

Jumlah : 1 pompa

3.2.16 Pompa (P – 05)

Tugas : Mengalirkan hasil dari reboiler menuju tangka penyimpanan sebanyak 1.262,626 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 0,622 in
 OD = 0,840 in
 Sch N = 40
 IPS = 0,5 in

Spesifikasi Pompa : Kapasitas Pompa = 5,439 gpm

Head pompa :

- Friction Head = 11,85 m
- Pressure Head = -3,01 m
- Velocity Head = 0,05 m
- Static Head = 7 m

Putaran Pompa :

- Kecepatan Putar = 1750 rpm
- Effisiensi Motor = 0,88

	- Motor Standar	= 0,50 Hp
Bahan penggerak	: <i>Stainless steel</i>	
Jumlah	: 1 pompa	

3.2.17 Pompa (P – 06)

Tugas	: Mengalirkan anilin tangki penyimpanan menuju mobil penyimpanan sebanyak 1.262,626 kg/jam	
Jenis	: Pompa sentrifugal	
Ukuran pipa	ID	= 4,026 in
	OD	= 4,5 in
	Sch N	= 40
	IPS	= 4 in
Spesifikasi Pompa	Kapasitas Pompa	= 423,098 gpm
	Head pompa :	
	- Friction Head	= 5,27 m
	- Pressure Head	= -4,00 m
	- Velocity Head	= 0,0 m
	- Static Head	= 4 m
	Putaran Pompa :	
	- Kecepatan Putar	= 1.750 rpm
	- Effisiensi Motor	= 0,88
	- Motor Standar	= 3 Hp

Bahan penggerak : *Stainless steel*

Jumlah : 1 pompa

3.2.18 Cooler (CL – 01)

Tugas : Mendinginkan hasil reaksi reaktor dari suhu
290,76°C menjadi 200°C dengan kecepatan
umpan 5.911,639 kg/jaam

Beban panas : 187.117,188 Kcal/jam

Jenis : *Double pipe Heat Exchanger*

Luas perpindahan panas: 31,79291 ft²

Ukuran alat : Tube : OD = 2,50 in

ID = 2,88 in

BWG = 40

Jumlah pipa = 1 pipa

Panjang = 12 ft

Hairpin = 2

Anulus : OD = 4,5 in

ID = 4,049 in

Panjang = 12 ft

Bahan : *Stainless stell*

3.2.19 Cooler (CL – 02)

Tugas : Mendinginkan umpan menara distilasi 133,02°C
menjadi 119,08°C dengan kecepatan umpan
1.521,418 kg/jaam

Beban panas : 12.727,305 Kcal/jam

Jenis : *Double pipe Heat Exchanger*

Luas perpindahan panas: 31.79291 ft²

Ukuran alat	:	Tube	:	OD	=	1,66 in
				ID	=	1,38 in
				BWG	=	40
				Jumlah pipa	=	1 pipa
				Panjang	=	4 ft
				Hairpin	=	1
		Anulus	:	OD	=	2,380 in
				ID	=	2,067 in
				Panjang	=	4 ft

Bahan : *Stainless stell*

3.2.20 Cooler (CL – 03)

Tugas : Mendinginkan hasil reaksi reaktor dari suhu
104,75°C menjadi 35°C dengan kecepatan
umpan 258,792 kg/jaam

Beban panas : 17.606,295 Kcal/jam

Jenis : *Double pipe Heat Exchanger*

Luas perpindahan panas: 21,61188 ft²

Ukuran alat	:	Tube	:	OD	=	1,05 in
				ID	=	0,82 in
				BWG	=	40
				Jumlah pipa	=	1 pipa
				Panjang	=	10 ft
				Hairpin	=	3
		Anulus	:	OD	=	1,90 in
				ID	=	1,61 in
				Panjang	=	10 ft

Bahan : *Stainless stell*

3.2.21 Cooler (CL – 04)

Tugas : Mendinginkan hasil reaksi reaktor dari suhu
175,54°C menjadi 35°C dengan kecepatan
umpan 1262,626 kg/jaam

Beban panas : 92.838,773 Kcal/jam

Jenis : *Double pipe Heat Exchanger*

Luas perpindahan panas: $63,34275 \text{ ft}^2$

Ukuran alat	: Tube	:	OD	= 1,66 in
			ID	= 1,38 in
			BWG	= 40
			Jumlah pipa	= 1 pipa
			Panjang	= 16 ft
			Hairpin	= 4
	Anulus	:	OD	= 3,5 in
			ID	= 3,067 in
			Panjang	= 16 ft

Bahan : *Stainless stell*

3.2.22 Heater (HE-01)

Tugas : Memanaskan umpan udara masuk ke reaktor
dari $173,5^\circ\text{C}$ menjadi 362°C sebanyak
 $5911,639 \text{ Kg/j}$

Beban panas : $375.269,5000 \text{ Kcal/jam}$

Jenis : *Shell and Tube Heater*

Luas perpindahan panas: $739,32 \text{ ft}^2$

Ukuran alat	: Tube	:	OD	= 0,75 in
			BWG	= 16
			Jumlah pipa	= 235 pipa
			Panjang	= 16 ft

Passes = 4
 Shell : ID = 19,25 in
 Passes = 2
 Bahan : *Stainless stell*

3.2.23 Vaporizer (VP-01)

Tugas : Menguapkan anilin dari suhu 69°C menjadi 227,03°C dengan
 kecepatan umpan 1.612,980 kg/jam

Beban panas : 247.182,094 Kcal/jam

Jenis : *Shell and Tube Vaporizer*

Luas perpindahan panas : 185,4792 ft²

Ukuran alat : Tube : OD = 0,75 in
 ID = 0,62
 BWG = 16
 Jumlah pipa = 59
 Pitch = 1 Square Pitch
 Panjang = 16
 Passes = 4
 Shell : ID = 12
 Passes = 1

Dirt factor min : 0,0005 hr.ft².F/Btu

Dirt factor available : 0,00320 hr.ft².F/Btu

Catatan : Condensor memenuhi syarat, karena R_d
 $available > R_d$ min.

Bahan : *Stainless stell*

3.2.24 Vaporizer (VP-02)

Tugas : Menguapkan amonia dari suhu 33°C menjadi $45,50^{\circ}\text{C}$ dengan
 kecepatan umpan 42.748,055 kg/jam

Beban panas : 11.237,039 Kcal/jam

Jenis : *Shell and Tube Vaporizer*

Luas perpindahan panas : 979,2927 ft^2

Ukuran alat	: Tube	:	OD	= 0,75 in
			ID	= 0,62
			BWG	= 16
			Jumlah pipa	= 312
			Pitch	= 1 Square Pitch
			Panjang	= 16
			Passes	= 2
	Shell	:	ID	= 23,25
			Passes	= 1

Dirt factor min : 0,0005 $\text{hr.ft}^2.\text{F/Btu}$

Dirt factor available : 0,00399 $\text{hr.ft}^2.\text{F/Btu}$

Catatan : Condensor memenuhi syarat, karena R_d
 $available > R_d$ min.

Bahan : *Stainless stell*

3.2.25 Separator (SP-01)

Tugas : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk didalam
 vaporizer (VP-01) pada suhu 277,03 °C tekanan 3 atm dengan
 kecepatan umpan 1.300,575 kg/jam

Jenis : Vertikal Drum Separator

Kondisi Operasi : Suhu = 277,03 °C

Tekanan = 3 atm

Spesifikasi : Diameter = 1,65 ft

Tinggi = 4,944 ft

Tebal shell = 0,191 in

Tebal head = 0,183 in

Bahan: Carbon steel SA 178 grade C

3.2.26 Separator (SP-02)

Tugas : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk didalam
 vaporizer (VP-02) pada suhu 45,5 °C tekanan 17,2 atm dengan
 kecepatan umpan 231,0337 kg/jam

Jenis : Vertikal Drum Separator

Kondisi Operasi : Suhu = 45,5 °C

Tekanan = 17,2 atm

Spesifikasi : Diameter = 1,01 ft

Tinggi = 1,63 ft

Tebal shell = 0,242 in

Tebal head = 0,228 in

Bahan : Carbon steel SA 178 grade C

3.2.27 Separator (SP-03)

Tugas : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk keluar

condenser parsial pada suhu 133,02 °C tekanan 16,3 atm dengan

kecepatan umpan 5.911,6392 kg/jam

Jenis : Vertikal Drum Separator

Kondisi Operasi : Suhu = 133,02 °C

Tekanan = 16,3 atm

Spesifikasi : Diameter = 2,44 ft

Tinggi = 7,306 ft

Tebal shell = 0,347 in

Tebal head = 0,320 in

Bahan : Carbon steel SA 178 grade C

3.2.28 Condenser Parsial

Tugas : Menguapkan 2-butanol dari suhu 65°C menjadi 162,525 °C dengan

kecepatan umpan 4347,4 kg/jam

Beban panas : 153.379,0538 Kcal/jam

Jenis : *Shell and Tube Condenser*

Luas perpindahan panas: 550,7 ft²

Ukuran alat : Tube : OD = 0,75 in

ID = 0,482

BWG = 10

Jumlah pipa = 228

Pitch = 1 Square Pitch

Panjang = 16

Passes = 2

Shell : ID = 19,25

Passes = 1

Dirt factor min : 0,002 hr.ft².F/Btu

Dirt factor available : 0,0737 hr.ft².F/Btu

Catata : Condensor memenuhi syarat, karena R_d

available > R_d min.

Bahan : *Stainless stell*

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan *anilin* di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan *anilin* dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan *anilin* akan terus meningkat di tahun yang akan datang, sejalan dengan berkembangnya industri - industri yang menggunakan *anilin* sebagai bahan baku maupun bahan tambahan. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 10.000 ton/ tahun.

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

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS dalam “Statistik Perdagangan Indonesia” tentang kebutuhan *anilin* di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat.

Dengan kapasitas tersebut diharapkan :

- a. Dapat membantu memenuhi kebutuhan dalam negeri.
 - b. Dapat menghemat devisa negara yang cukup besar karena laju import *anilin* dapat ditekan seminimal mungkin.
2. Ketersediaan bahan baku

Kontinuitas ketersediaan bahan baku dalam pembuatan *anilin* adalah penting dan mutlak yang harus diperhatikan pada penentuan kapasitas produksi suatu pabrik. Bahan baku *anilin* tidak mudah didapat, oleh karena itu bahan baku diperoleh dari negara di luar negeri.

3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

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

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 :
 - c. Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- #### **2. Mencari daerah pemasaran.**

3. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

a. Material (bahan baku)

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

b. Manusia (tenaga kerja)

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

c. Mesin (peralatan)

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

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi suatu pabrik merupakan sesuatu yang penting dan di pertimbangkan dalam mendirikan suatu pabrik industri. Pemilihan lokasi dapat menentukan perkembangan pabrik di masa yang akan datang. Perancangan pabrik anilin dengan kapasitas 10.000 ton/tahun sendiri di harapkan dapat menghasilkan keuntungan kedepannya.

Lokasi pabrik anilin di rencanakan akan didirikan di daerah Gresik dengan berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

a. **Penyediaan bahan baku**

Penyediaan bahan baku menjadi faktor utama suatu pabrik. Dalam perindustrian silica-alumina ini sendiri masih belum begitu banyak di Indonesia jadi di harapkan bahan baku bisa mudah di dapatkan melalui jalur darat maupun laut baik dari dalam maupun luar negeri.

b. **Pemasaran**

Pabrik anilin yang akan didirikan di daerah gresik memiliki potensi pemasaran yang baik karena anilin lokasi yang strategis dan dekat dengan pasar industri dapat menghasilkan keuntungan tersendiri. Pabrik anilin masih sangat di butuhkan

di

Indonesia, tetapi pemasaran anilin dari luar negeri ke Indonesia tidak sulit karena tersedianya sarana transportasi darat maupun laut yang cukup memadai

c. Transportasi

Sarana transportasi dari darat dan laut sudah tidak lagi menjadi masalah, karena Gresik dekat dengan laut semua fasilitas jalan raya dan pelabuhan sudah memadai.

d. Tersedianya tenaga kerja

Tenaga kerja merupakan sesuatu yang sangat penting dalam suatu pabrik. Pabrik anilin yang didirikan diharapkan dapat membuka lapangan pekerjaan bagi penduduk daerah pabrik untuk memperbaiki perekonomian penduduk daerah setempat.

e. Faktor pendukung lain

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

- Faktor lain penentuan lokasi

1. Tata Letak

Pabrik harus didirikan di daerah yang memiliki tektur tanah yang stabil dan pondasi yang cukup kuat sehingga ketika pabrik itu didirikan pabrik dapat bertahan untuk waktu yang lama.

2. Pengawasan

Pabrik yang akan didirikan sangat diwajibkan untuk di tempatkan pada lokasi yang aman.

4.2. Tata Letak Pabrik

Sistem tata letak pada pabrik yaitu meliputi area proses, sumber tenaga, kantor, bengkel, gudang, unit pengolahan limbah, dan sebagainya. Sebagian besar faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak suatu pabrik yaitu:

1. Daerah kantor dan laboratorium

Kantor merupakan tempat dimana karyawan mengoperasikan dan mengawasi jalannya suatu proses di pabrik. Laboratorium digunakan sebagai tempat penelitian kualitas bahan dan kuantitas bahan baku yang akan diproses serta produk yang akan di pasarkan.

2. Area Proses

Area proses pabrik di bentuk agar memungkinkan pendistribusian air dan bahan lainnya secara cepat dan lancar.

3. Jarak setiap alat

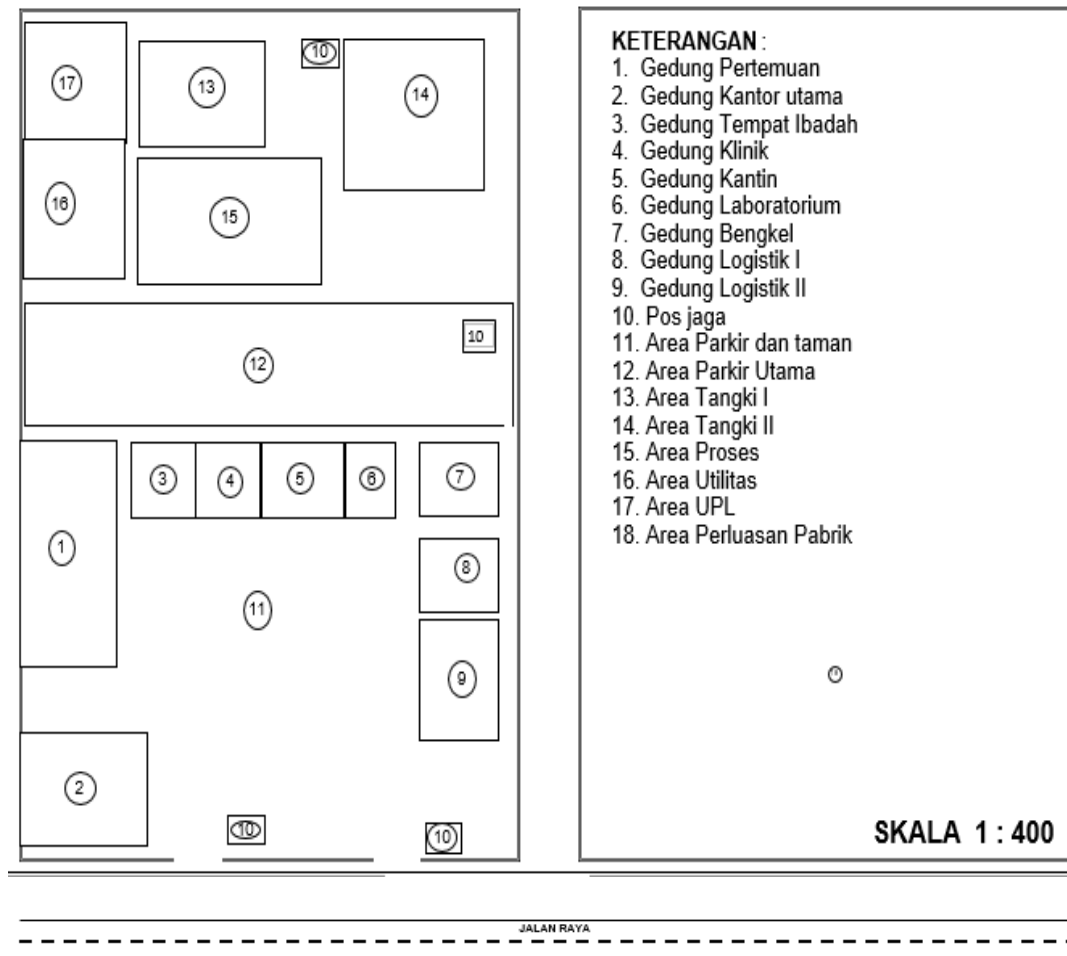
Jarak antara jalan dengan unit proses cukup, sehingga alat proses aman, tidak terkena kendaraan yang melalui jalan, setiap unit minimal dapat dicapai melalui dua jalan dalam pabrik.

4. .Utilitas

Unit utilitas dan sumber tenaga ditempatkan terpisah dari alat-alat proses. sehingga terjamin operasi yang aman.

5. Letak alat

Letak alat-alat ukur dan alat control harus mudah dijangkau operator.



Gambar 4.1. Tata Letak Pabrik

4.3 Tata Letak Alat Proses

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

1. Aliran bahan baku dan produk

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

2. Aliran Udara

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

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus tercukupi pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi pencahayaan tambahan.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

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

alat

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

5. Segi ekonomi alat proses

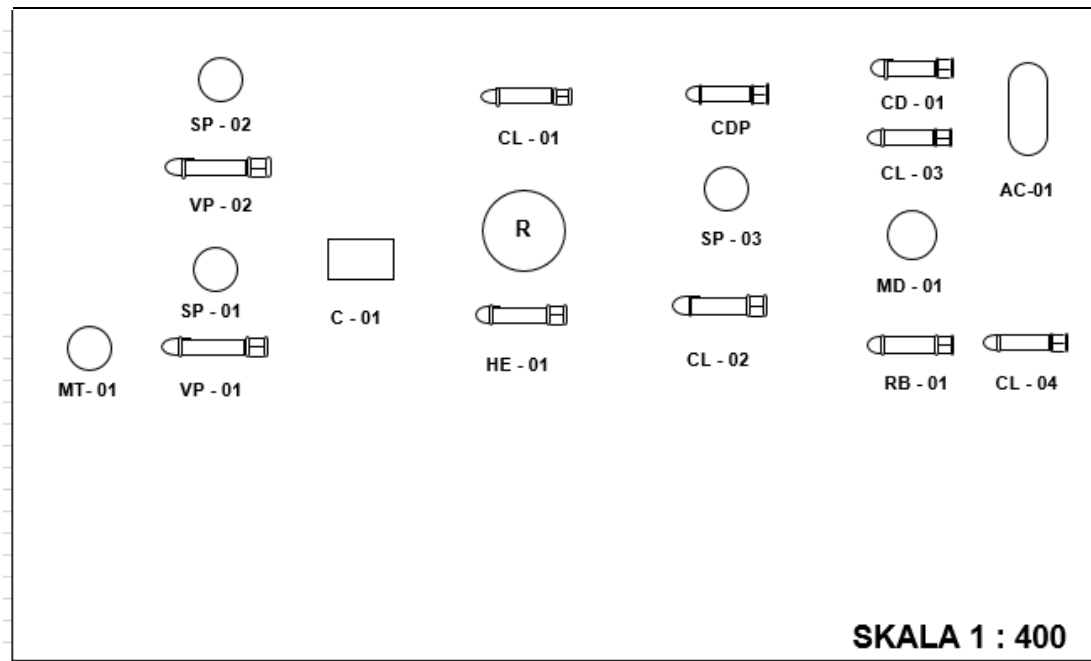
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

6. Jarak antara alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses yang lain. Sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses yang lain. Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

1. Dapat mengefektifkan penggunaan luas tanah
2. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya yang mahal.
3. Karyawan mendapat kepuasan kerja.

Berikut gambar peta situasi pabrik yang dapat dilihat dalam gambar tata letak alat (*equipment lay out*) pabrik anilin dengan kapasitas 10.000 Ton/Tahun.



Gambar 4.2. Tata Letak Alat

Keterangan :

MT = Melter

RB = Reboiler

VP = Vaporizer

SP = Separator

HE = Heater

CL = Cooler

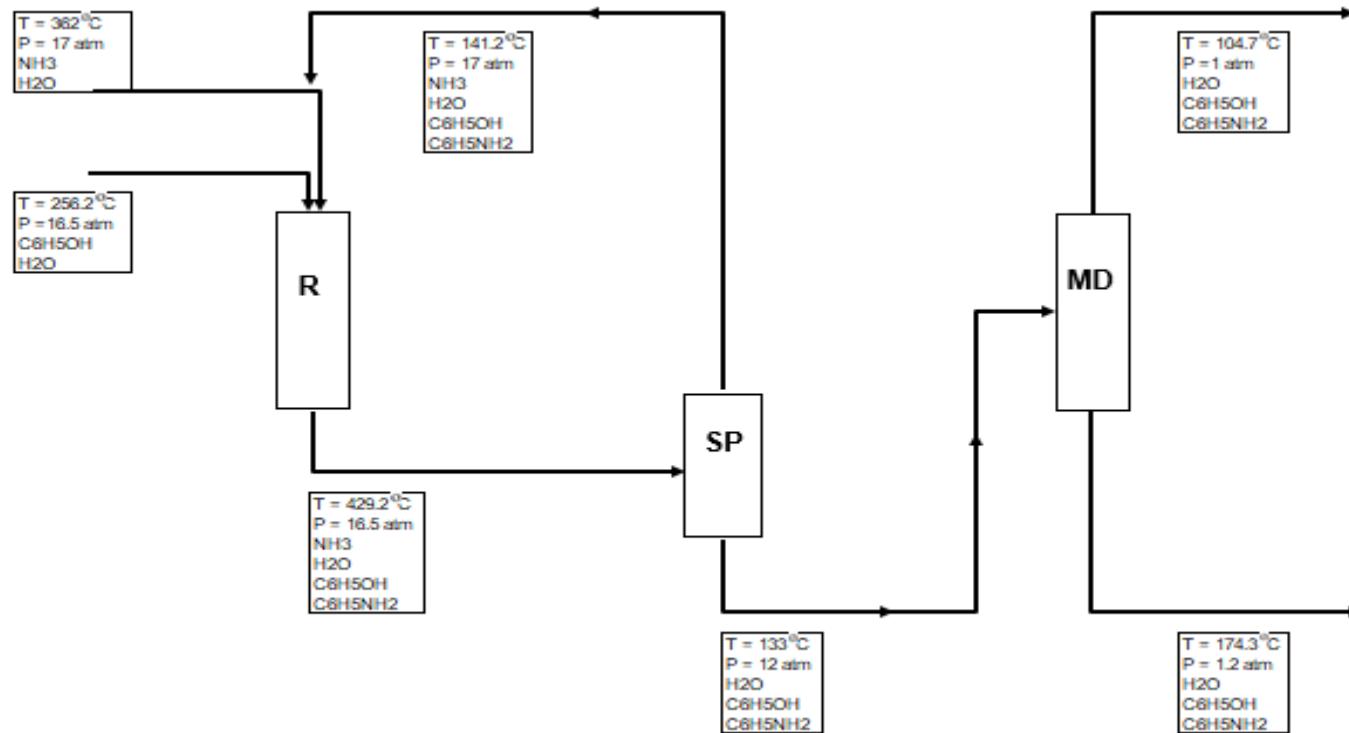
CDP = Condensor Partial

R = Reaktor

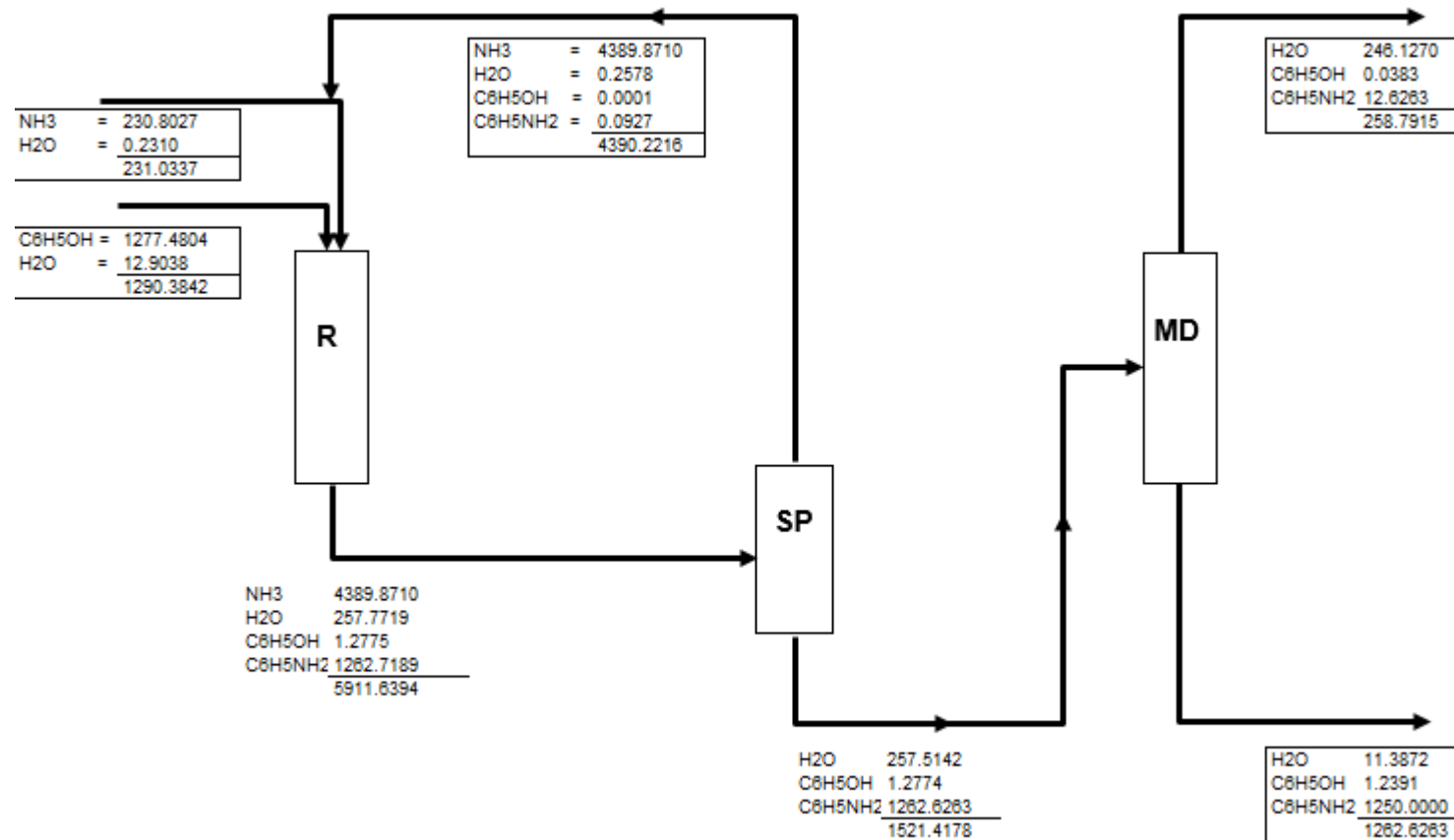
MD = Menara Distilasi

C = Condensor

AC = Accumulator



Gambar 4.3. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4. Diagram Alir Kuantitatif

4.3.1 Neraca Massa

1. Reaktor (R-01)

Tabel 4.1. Neraca massa masuk *reaktor* .

Nama Bahan	Komponen	BM	Kmol/jam	Kg/jam
Amonia	NH ₃	17	2.000,0000	34.000,0000
Air	H ₂ O	18	5,4748	98,5462
Fenol	C ₆ H ₅ OH	94	100,0000	9.400,0000
Anilin	C ₆ H ₅ NH ₂	93	0,0073	0,6818
Total			2.105,4821	43.499,2281

Tabel 4.2. Neraca massa keluar *reaktor* .

Nama Bahan	Komponen	BM	Kmol/jam	Kg/jam
Amonia	NH ₃	17	1.900,1000	32.301,7000
Air	H ₂ O	18	105,3748	1.896,7462
Fenol	C ₆ H ₅ OH	94	0,1000	9,4000
Anilin	C ₆ H ₅ NH ₂	93	99,9073	9.291,3818
Total			2.105,4821	43.499,2281

2. Separator (SP-01)

Tabel 4.3 Neraca massa *separator-01*

Komponen	Umpan Masuk		Hasil Atas		Hasil Bawah
	Kg/jam	Kgmol/jam	Kg/jam	Kgmol/jam	Kg/jam
C ₆ H ₅ OH	1596,850	16,9878	1277,480	13,590	319,370
H ₂ O	16,130	0,8961	12,904	0,717	3,226
Total	1612,980	17,8839	1290,384	14,307	322,596

3. Separator (SP-02)

Tabel 4.4 Neraca massa *separator-02*

Komponen	Umpan Masuk		Hasil Atas		Hasil Bawah
	Kg/jam	Kgmol/jam	Kg/jam	Kgmol/jam	Kg/jam
NH ₃	288,503	16,9708	230,803	13,577	57,701
H ₂ O	0,289	0,0160	0,231	0,013	0,058
Total	288,792	16,9868	230,59	13,59	57,759

4. Separator (SP-03)

Tabel 4.5 Neraca massa *separator-03*

Komponen	Umpan Masuk		Hasil Atas		Hasil Bawah
	Kg/jam	Kgmol/jam	Kg/jam	Kgmol/jam	Kg/jam
NH ₃	4389,871	137,1835	4389,871	137,1835	0,0000
H ₂ O	257,772	9,8061	0,258	0,0092	257,514
C ₆ H ₅ OH	1,278	0,0290	0,0000	0,0000	1,277
C ₆ H ₅ NH ₂	1262,719	16,1887	1,093	0,0140	1261,626
Total	5911,639	163,2073	4391,222	137,2067	1520,418

5. Menara Distilasi I (MD-01)

Tabel 4.6. Neraca massa *menara ditilasi I*

Komponen	Masuk (kgmol/jam)	Keluar (kgmol/jam)	
		Hasil atas	Hasil bawah
H ₂ O	14,3063	13,6737	0,6326
C ₆ H ₅ OH	0,0136	0,0004	0,0132
C ₆ H ₅ NH ₂	13,5766	0,1358	13,4409
Jumlah	27,8965	13,8099	14,0867

4.3.2 Neraca Panas

1. Condensor Parsial

Tabel 4.7. Neraca energi *Condensor Parsial* .

Input (kj/jam)	output (kj/jam)
1. Panas masuk	1. Panas keluar
$\Delta H_{in} = 349.540,5313 \text{ Kcal/j}$	$\Delta H_{out} = 304.939,2813 \text{ Kcal/j}$
2. Beban Panas	2. Panas Penguapan
$Q_s = 410.681,6250 \text{ Kcal/j}$	$274.821,72 \text{ Kcal/j}$
$760.222,1563 \text{ Kcal/j}$	$579.761,0013 \text{ Kcal/j}$

2. Reaktor (R-01)

Tabel 4.8. Neraca energi *reaktor*.

MASUK :	KELUAR :
1. Enthalpi Umpan Masuk Reaktor	1. Enthalpi hasil reaksi:
$Q_{s1} = 2.389.340,2500 \text{ Kcal/jam}$	$Q_{s2} = 2.972.042,5000 \text{ Kcal/jam}$
2. Beban Panas	2. Panas Reaksi
$Q_p = 1.145.066,1250 \text{ Kcal/jam}$	$Q_r = 458.266,9063 \text{ Kcal/jam}$
	3. Panas Hilang
	$Q_{loss} = 104.096,9219 \text{ Kcal/jam}$
-----	-----
3.534.406,5000 Kcal/jam	3.534.406,2500 Kcal/jam

3. Menara Distilasi I (MD-01)

Tabel 4.9. Neraca energi menara distilasi I

Input (kj/jam)	output (kj/jam)
1. Panas masuk	1. Panas keluar
$\Delta H_{in} = 49.149,926 \text{ Kcal/j}$	$\Delta H_{out} = 65.675,797 \text{ Kcal/j}$
2. Beban Panas	2. Panas Penguapan
$Q_s = 177.327,688 \text{ Kcal/j}$	151.637,84 Kcal/j
226.477,614 Kcal/j	217.313,637 Kcal/j

4.4. Pelayanan Teknik (Utilitas)

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

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

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

4.4.1. Unit Pengolahan Air

Penggunaan air:

- Air untuk pendingin
- Air untuk umpan boiler
- Air untuk keperluan rumah tangga dan perkantoran

Kebutuhan air meliputi air pendingin, air umpan boiler dan air untuk keperluan kantor dan rumah tangga, air untuk pemadam kebakaran dan air cadangan. Air diperoleh dari air sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara

sederhana pengolahan air meliputi pengendapan. penggumpalan. penyaringan. demineralisasi. dan deaerasi. Air yang telah digunakan sebagai air pendingin proses dan kondensat dapat *direcycle* guna menghemat air, sehingga jumlah air yang diperlukan sebagai berikut:

- Air untuk pendingin = 34274,5898 kg/j
- Air untuk umpan boiler = 24131,9707 kg/j
- Air untuk keperluan rumah tangga = 3300 kg/j
- **Total kebutuhan air secara keseluruhan = 61892,54 kg/j**

4.4.2. Unit Penyedia Steam

Kebutuhan steam untuk penguapan di vaporizer dan reboiler sebanyak 24131,9707 kg/j. Kebutuhan steam ini dipenuhi oleh boiler utilitas. Sebelum masuk boiler air harus dihilangkan kesadahanannya. karena air yang sadah akan menimbulkan kerak di dalam boiler.

4.4.3 Bak Pengendapan Awal

Tugas: Mengendapkan kotoran kasar dalam air. Pengendapan terjadi karena gravitasi dengan waktu tinggal 12 jam.

4.4.4 Tangki Tawas

Melarutkan dan membuat larutan kapur 5 % dan CaOH 5 % yang akan diumpankan kedalam klarifier (CL - 01).

Batasan operasi yang diinginkan:

- pH 6,5 – 7,7
- kekeruhan 5000 ppm

- jumlah alum diperlukan 8478,88 kg/jam

4.4.5 Tangki Flokulator

Melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpankan kedalam Clarifier (CL - 01). Clarifier berbentuk tanki terbuka dan berpengaduk yang berfungsi sebagai penjernih air dimana kekeruhan dan koloid yang terlarut mengendap menjadi lumpur dan dibuang dengan *blowdown*

.

4.4.6 Sand Filter

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

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

.

4.4.7 Tangki Klorinator

Mencampurkan klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air minum.

4.4.8 Bak Penampung Air Bersih

Berfungsi untuk menampung sementara air yang diperlukan sebagai pendingin, perumahan, *hydrant* dan keperluan lain.

Volume air yang ditampung : 86,620 m³

Maka ukuran bak:

- Tinggi bak : 3 m
- Lebar bak : 4 m
- Panjang bak : 8 m

4.4.9 Tangki Larutan Kaporit

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

Jumlah kaporit yang dibutuhkan : 86,620 kg/jam.

4.4.10 Tangki Rumah Tangga dan Kantor

Berfungsi menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak penampung air bersih.

- Volume tangki : 79,042 m³

- Maka ukuran tangki :

Diameter : 4,9 m

Tinggi : 4,9 m

4.4.11 Kation exchanger

Menurunkan kesadahan air umpan boiler.

Hasil yang diinginkan dari alat ini:

- Luas penampang resin 3,542 ft²
- Volume resin 13,176 ft²

4.4.12 Anion exchanger

Menghilangkan anion dari air keluaran KEU.

Hasil yang diinginkan:

- Effisiensi regenerasi 0,65 lb/ft³

4.4.13 Hidrazin

Berfungsi untuk menghilangkan sisa - sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi pada Boiler.

- Kadar : 5 ppm
- Kebutuhan hidrazin : 95,5626 kg/jam

4.4.14 Tangki NaH₂PO₄

Berfungsi Untuk mencegah timbulnya kerak di boiler dengan kadar 12 - 17 ppm. Kebutuhan 286,6878 kg/jam.

4.4.15 Tangki Deaerator

menghilangkan kandungan gas dalam air terutama O₂, CO₂, NH₃, H₂S

Hasil yang diinginkan :

- Tipe : *Rascing ring*
- Jenis : *Stone ware*
- Diameter : 0,971 m
- Tinggi : 8,167 m

4.4.16 Tangki air umpan boiler

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

- Diameter : 7,6 m
- Tinggi : 7,6 m

4.4.17 Tangki bahan bakar

Berfungsi menyimpan bahan bakar *fuel oil* untuk persediaan 1 bulan sebagai bahan bakar boiler.

- Tipe alat : Tangki silinder vertical
- Kebutuhan : 458.231,09 Kg/jam
- Diameter : 9 m
- Tinggi : 9 m

4.4.18 Cooling tower

Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan, untuk disirkulasi kembali..

Type alat : *Deck tower*

4.4.19 Unit penyediaan bahan bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan *boiler*. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar (*Industrial Diesel Oil*), sedangkan bahan bakar yang dipakai pada

boiler adalah *Residual Oil* no. 6 . Kedua bahan bakar tersebut diperoleh dari Pertamina.

4.4.20 Kebutuhan Energi Listrik

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

1. Kebutuhan listrik untuk proses

Peralatan proses

Pompa (P - 01)	= 3,00 Hp
Pompa (P - 02)	= 0,50 Hp
Pompa (P - 03)	= 1,50 Hp
Pompa (P - 04)	= 0,50 Hp
Pompa (P - 05)	= 0,50 Hp
Pompa (P - 06)	= 3,00 Hp
Melter (M-01)	= 0,50 Hp

Total power untuk alat proses sebesar 33,50 hp atau sebesar 24,98 kW

Peralatan utilitas

Pompa (PU - 01)	= 1,50 Hp
Pompa (PU - 02)	= 3,00 Hp
Pompa (PU - 03)	= 0,75 Hp
Pompa (PU - 04)	= 0,75 Hp

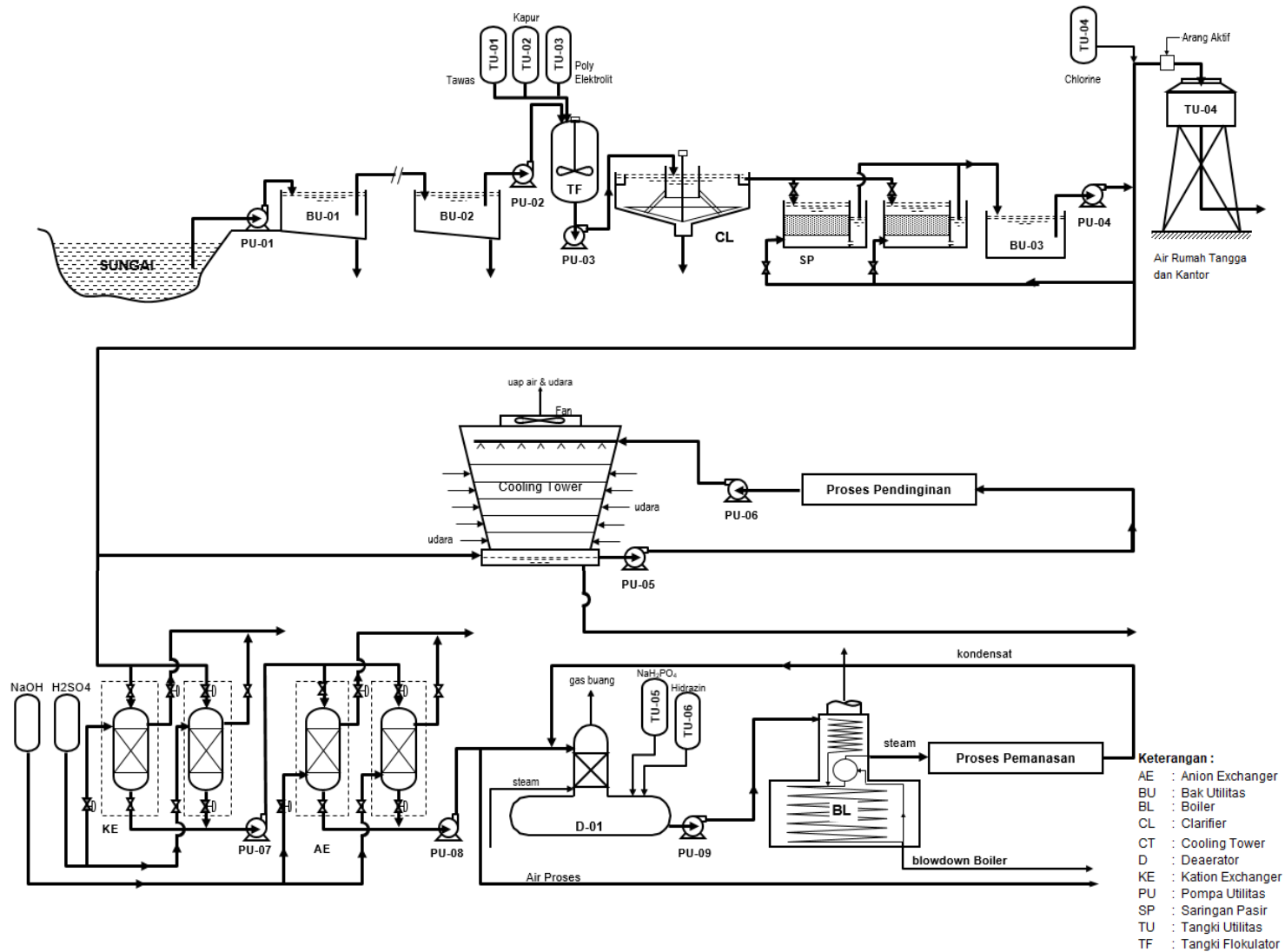
Pompa (PU - 05)	= 5,00 Hp
Pompa (PU - 06)	= 5,00 Hp
Pompa (PU - 07)	= 0,50 Hp
Pompa (PU - 08)	= 0,50 Hp
Pompa (PU - 09)	= 2,00 Hp
Blower (B - 01)	= 5,00 Hp

Total power untuk alat utilitas sebesar 24 Hp atau sebesar 17,89 kW

Total kebutuhan listrik proses dan utilitas adalah sebesar 33,50 Hp atau sebesar 24,98 kW

2. Kebutuhan listrik alat control dan penerangan

Total kebutuhan listrik pabrik ini adalah sebesar 187,5 Hp atau sebesar 139,81 kW. Energi utama diperoleh dari listrik PLN. Beban listrik dari generator diesel adalah sebesar 800 kW dengan faktor daya 80%.



Gambar 4.5. Skema Unit Pengolahan Air

4.5. Organisasi Perusahaan

4.5.1. Bentuk Umum Perusahaan

Bentuk Perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Lapangan Produksi	: Anilin ($C_6H_5NH_2$)
Kapasitas	: 10.000 ton/tahun
Status Pemodalan	: Penjualan Saham
Lokasi	: Gresik. Jawa Timur

4.5.2. Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik anilin ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan salah satu 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. Pemilihan bentuk Perseroan Terbatas ini didasarkan pada ketentuan-ketentuan sebagai berikut:

- a. Mudah mendapat modal yaitu dengan cara menjual saham.
- b. Tanggung jawab terbatas pada pemegang saham.

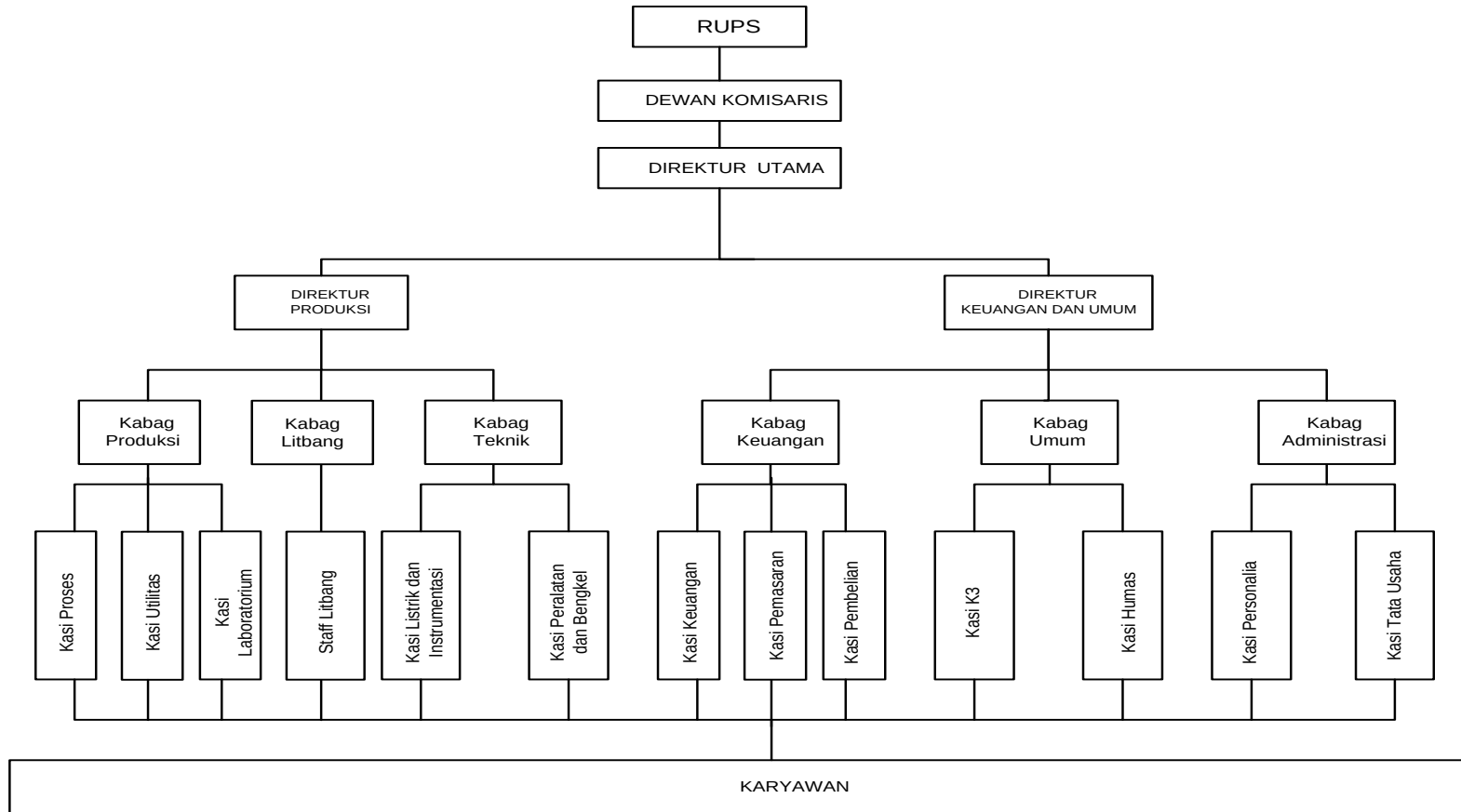
- c. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
- d. Efisiensi dalam manajemen.
- e. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.

4.5.3. Struktur Organisasi Perusahaan

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik yang baik, dalam hal ini di suatu perusahaan sangat diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi kemudian ke manajer diteruskan ke karyawan-karyawan dibawahnya :

1. Mudah mendapatkan modal dengan cara menjual saham di pasar modal atau perjanjian tertutup dan meminta pinjaman dari pihak yang berkepentingan seperti badan usaha atau perseorangan.
2. Tanggung jawab pemegang saham bersifat terbatas, artinya kelancaran produksi hanya akan ditangani oleh direksi beserta karyawan sehingga gangguan dari luar dapat dibatasi.

3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi berserta stafnya, dan karyawan perusahaan.
4. Efisiensi dari manajemen
Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman.
5. Mudah bergerak di pasar modal



Gambar 4.6. Struktur organsasi perusahaan

Tugas, jumlah dan pendidikan karyawan tiap bagian adalah sebagai berikut:

4.6 Tugas dan Wewenang

4.6.1 Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Para pemilik saham adalah pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan Direksi

Mengesahkan hasil-hasil usaha serta laba rugi tahunan perusahaan

4.6.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

- * Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber - sumber dana dan pengarahan pemasaran

- * Mengawasi tugas - tugas direksi
- * Membantu direksi dalam tugas - tugas penting

4.6.3 Dewan Direksi

Direksi Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi direktur produksi dan direktur keuangan-umum.

Tugas direktur umum antara lain :

1. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya secara berkala atau pada masa akhir pekerjaannya pada pemegang saham.
2. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerja sama antara bagian produksi (direktur produksi) dan bagian keuangan dan umum (direktur keuangan dan umum).

Tugas dari direktur produksi antara lain :

1. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang produksi, teknik, dan rekayasa produksi.
2. Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala- kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas dari direktur keuangan antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang pemasaran, keuangan, dan pelayanan umum.
2. Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala- kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4.6.4 Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Litbang terdiri dari tenaga - tenaga ahli sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi. Litbang membawahi 2 departemen, yaitu Departemen Penelitian dan Departemen Pengembangan

Tugas dan wewenangnya meliputi :

1. Memperbaiki mutu produksi
2. Memperbaiki dan melakukan inovasi terhadap proses produksi

3. Meningkatkan efisiensi perusahaan di berbagai bidang

1. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi serta mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawhannya. Kepala bagian produksi membawahi seksi proses, seksi pengendalian, dan seksi laboratorium.

Tugas seksi proses antara lain :

- a. Mengawasi jalannya proses produksi
- b. Menjalankan tindakan seperlunya terhadap kejadian-kejadian yang tidak diharapkan sebelum diambil oleh seksi yang berwenang.

Kepala Bagian Produksi membawahi 3 Kepala Seksi :

a) Kepala Seksi Proses

Tugas : Mengawasi jalannya proses produksi, menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan proses yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang bewenang.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 kepala shift (S1/D3 Teknik Kimia)

32 orang operator (D3 / STM / SLTA)

b) Kepala Seksi Utilitas

Tugas : melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan uap dan air.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia / Mesin

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang kepala shift (S1 / D3 Teknik Kimia / Mesin)

20 orang (D3 / STM / SLTA)

c) Kepala Seksi Laboratorium

Tugas : Memantau kualitas bahan baku, hasil produksi dan limbah.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia / Analis Kimia

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang kepala shift (S1 / D3 Teknik Kimia / MIPA kimia)

20 orang (STM kimia / D3 analis kimia)

2. Kepala Bagian Teknik

Tugas kepala bagian teknik, antara lain:

a. Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang peralatan dan utilitas

b. Mengkoordinir kepala - kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian teknik membawahi seksi pemeliharaan, seksi utilitas, dan seksi keselamatan kerja-penanggulangan kebakaran.

Kepala Bagian Teknik membawahi 2 Kepala Seksi :

a) Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas : bertanggungjawab terhadap penyediaan listrik serta alat-alat instrumentasi

Pendidikan : Sarjana Teknik Listrik / Elektro

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang kepala shift (S1 / D3 Teknik Listrik /Elektro)

8 orang operator (STM Listrik)

b) Kepala Seksi Peralatan dan Bengkel

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya serta mengadakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia / Mesin

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang kepala shift (S1/D3 Teknik Mesin)

8 orang operator (STM Mesin)

3. Kepala Bagian Litbang

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi.

Tugas : Memimpin aktivitas penelitian dan pengembangan

Pendidikan : S1 / S2 Teknik Kimia

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 10 orang staff LitBang (S1 Teknik Kimia)

4. Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan ini bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan Administrasi dalam bidang administrasi, keuangan dan pemasaran termasuk pembelian bahan baku, bahan pembantu dan penjualan produk.

Kepala Bagian Keuangan membawahi 3 seksi :

a) Kepala Seksi Keuangan

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

Pendidikan : Sarjana Ekonomi / Akuntansi

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 6 orang karyawan (S1 / D3 Ekonomi / Akuntansi)

b) Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan pemasaran produk dan mengatur distribusi barang dari gudang.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi / Teknik Industri

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang karyawan (S1 / D3 Ekonomi / Akuntansi)

c) Kepala Seksi Pembelian

Tugas : Mengatur dan mengumpulkan semua informasi mengenai bahan baku dan bahan lain yang dibutuhkan perusahaan dan mengadakan tender pembelian

Pendidikan : Sarjana Ekonomi / Teknik Industri

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang karyawan (S1/D3 Ekonomi)

5. Kepala Bagian Administrasi

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan administrasi dalam bidang administrasi pabrik, personalia dan tata usaha.

Kepala bagian administrasi membawahi 2 seksi :

a) Kepala Seksi Personalia

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian

Pendidikan : Sarjana Hukum / Psikologi

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang karyawan (S1 / D3 Komunikasi / Psikologi)

b) Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

Pendidikan : Sarjana Hukum / Ekonomi

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang karyawan (S1 / D3 Manajemen)

6. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan administrasi dalam bidang hubungan masyarakat, keamanan dan kesejahteraan karyawan.

Kepala bagian umum membawahi 2 kepala seksi :

1. Kepala Seksi Hubungan Masyarakat

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah dan masyarakat serta mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan

Pendidikan : Sarjana Hukum / Psikologi / Komunikasi

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang karyawan (S1 / D3 Komunikasi)

2. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

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

Pendidikan : Sarjana Keselamatan Kerja

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang karyawan (S1 / D3 Hiperkes / Keselamatan Kerja)

4.6.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik aniline ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perawatan, perbaikan, dan *shutdown*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan yaitu karyawan *shift* dan *non shift*

- Hari Senin – Kamis : Jam 07.00 – 16.00
- Hari Jum'at : Jam 07.00 – 17.00

Jam Istirahat :

- Hari Senin – Kamis : Jam 12.00 – 13.00
- Hari Jum'at : Jam 11.00 – 13.00

4.6.6 Karyawan *Shift / Ploog*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian - bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gedung dan bagian - bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik.

Para karyawan *shift* akan bekerja secara bergantian selama 24 jam sebagai berikut :

Shift Pagi : Jam 07.00 – 15.00

Shift Sore : Jam 15.00 – 23.00

Shift Malam : Jam 23.00 – 07.00

Untuk karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 regu (A / B / C / D) dimana tiga regu bekerja dan satu regu istirahat serta dikenakan secara bergantian. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, regu yang bertugas tetap harus masuk.

Tabel 4.10 Jadwal pembagian kelompok *shift*

Tgl	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Pagi	D	D	A	A	B	B	C	C	C	D
Sore	C	C	D	D	A	A	B	B	B	C
Malam	B	B	C	C	D	D	A	A	A	B
<i>Off</i>	A	A	B	B	C	C	D	D	D	A

Tgl	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Pagi	D	A	A	B	B	B	C	C	D	D
Sore	C	D	D	A	A	A	B	B	C	C
Malam	B	C	C	D	D	D	A	A	B	B
<i>Off</i>	A	B	B	C	C	C	D	D	A	A

Tgl	21	22	23	24	25	26	27	28
Pagi	A	A	A	B	B	C	C	D
Sore	D	D	D	A	A	B	B	C
Malam	C	C	C	D	D	A	A	B
<i>Off</i>	B	B	B	C	C	D	D	A

Jadwal untuk tanggal selanjutnya berulang ke susunan awal.

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan para karyawannya dan akan secara langsung mempengaruhi kelangsungan dan kemajuan perusahaan. Untuk itu kepada seluruh karyawan perusahaan dikenakan absensi. Disamping itu masalah absensi digunakan oleh pimpinan perusahaan sebagai salah satu dasar dalam mengembangkan karier para karyawan di dalam perusahaan.

4.6.7 Daftar Gaji Karyawan

Tabel 4.11. Daftar gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji Per orang	Gaji per Bulan
Direktur	1	Rp 50.000.000	Rp 50.000.000
Kepala Bagian	3	Rp 35.000.000	Rp 105.000.000
Kepala Seksi	9	Rp 20.000.000	Rp 180.000.000
Staff	50	Rp 10.000.000	Rp 500.000.000
Operator lapangan	136	Rp 9.000.000	Rp 1.224.000.000
Gudang	10	Rp 5.000.000	Rp 50.000.000
Bengkel	10	Rp 5.000.000	Rp 50.000.000
Security	40	Rp 5.000.000	Rp 200.000.000
Perawat	4	Rp 7.000.000	Rp 28.000.000
Dokter	2	Rp 15.000.000	Rp 30.000.000
Driver	13	Rp 5.000.000	Rp 65.000.000
Total	278		Rp 2.482.000.000

4.7 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Untuk itu prarancangan pabrik Anilin dibuat evaluasi atau penilaian investasi, yang ditinjau dengan metode :

1. *Percent Return of Investmen*
2. *Pay Out Time*
3. *Break Even Point*
4. *Discounted Cash Flow*
5. *Shut Down Point*

Untuk meninjau faktor-faktor di atas perlu dilakukan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu :

1. Penafsiran Modal Industri (*Total Capital Investment*)
yang meliputi dari :
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Cost*)
yang meliputi dari :
 - a. Biaya Pengeluaran (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan (*Sales Price*).

4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan

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

Evaluasi ekonomi dihitung berdasarkan biaya pendirian pabrik, biaya produksi, dan hasil penjualan yang diharapkan. Cara penafsiran biaya dan

biaya evaluasi ekonomi ini menggunakan metode indeks biaya. Harga-harga yang diperoleh berdasarkan indeks dari *Chemical Engineering Plant Cost Inside*.

Tabel 4.12 Harga Index

Tahun (X)	indeks (Y)	X (tahun-ke)
2012	584,6	4
2013	572,7	5
2014	577,4	6
2015	586,1	7
2016	593,9	8
2017	599,6	9

Sumber : (Aries Newton)

Persamaan yang diperoleh adalah $Y = 102072x - 2E+08$

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi (Peters dan Timmerhaus, pada tahun 2002 dan Aries dan Newton, pada tahun 1955). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries dan Newton, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2017

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx : Index harga pada tahun 2017

Ny : Index harga pada tahun referensi

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

Tabel 4.13 Harga indeks pada tahun perancangan

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan	Harga Satuan	Harga
			th 1954	th 2017	
1	Pompa-01	2	\$ 900	\$ 6.119	\$ 12.238
2	Pompa-02	2	\$ 5.000	\$ 33.995	\$ 67.991
3	Pompa-03	2	\$ 11.400	\$ 77.509	\$ 155.019
4	Pompa-04	2	\$ 4.800	\$ 32.636	\$ 65.271
5	Pompa-05	2	\$ 11.500	\$ 78.189	\$ 156.379
6	Pompa-06	2	\$ 900	\$ 6.119	\$ 12.238
7	Heat Exchanger (HE)	1	\$ 10.500	\$ 71.390	\$ 71.390
8	Cooler-01	1	\$ 3.000	\$ 20.397	\$ 20.397
9	Cooler-02	1	\$ 3.500	\$ 23.797	\$ 23.797
10	Cooler-03	1	\$ 3.000	\$ 20.397	\$ 20.397
11	Cooler-04	1	\$ 3.200	\$ 21.757	\$ 21.757
12	Vaporizer-01	1	\$ 6.000	\$ 40.794	\$ 40.794
13	Vaporizer-02	1	\$ 9.000	\$ 61.192	\$ 61.192
14	Reboiler	1	\$ 12.000	\$ 81.589	\$ 81.589
15	Condensor	1	\$ 9.500	\$ 64.591	\$ 64.591
16	Condensor Parsial	1	\$ 10.500	\$ 71.390	\$ 71.390
17	Compressor	1	\$ 150.000	\$ 1.019.861	\$ 1.019.861
18	Blower	1	\$ 80.000	\$ 543.926	\$ 543.926
19	Tangki-01	1	\$ 60.000	\$ 407.944	\$ 407.944
20	Tangki-02	1	\$ 75.000	\$ 509.930	\$ 509.930
21	Silo	1	\$ 95.000	\$ 645.912	\$ 645.912
22	Separator-01	1	\$ 900	\$ 6.119	\$ 6.119
23	Separator-02	1	\$ 1.500	\$ 10.199	\$ 10.199
24	Separator-03	1	\$ 3.500	\$ 23.797	\$ 23.797
25	Melter	1	\$ 12.000	\$ 81.589	\$ 81.589
26	SCR	1	\$ 300	\$ 2.040	\$ 2.040
27	Reaktor	1	\$ 55.000	\$ 373.949	\$ 373.949
28	Menara Distilasi (MD)	1	\$ 48.000	\$ 326.355	\$ 326.355
29	ACC-01	1	\$ 5.000	\$ 33.995	\$ 33.995
TOTAL					\$ 4.932.046

4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi Methyl Ethyl Ketone	=	10.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	=	330 hari
Umur pabrik	=	10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	=	2023
Kurs mata uang	=	1 US\$ = Rp 14.000,-
Harga bahan baku fenol	=	Rp 158.407.565.804,00
Harga Jual	=	Rp 702.500.000.000,00

4.7.3 Perhitungan Biaya

4.7.3.1 Capital Investment

Capital Investment adalah sejumlah uang (modal) yang ditanam (investasi) untuk mendirikan sarana produksi (pabrik) dan untuk mengoperasikannya.

Capital Investment terdiri dari :

a.Fixed Capital Investment (Modal Tetap)

Fixed Capital Investment adalah modal yang digunakan untuk pembelian alat, pemasangan alat, biaya listrik, tanah dan bangunan sampai pendirian pabrik yang siap untuk memproduksi dan fasilitas-fasilitasnya.

b.Working Capital Invesment (Modal Kerja)

Working Capital Investment adalah biaya atau modal yang diperlukan untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

4.7.3.2 Manufacturing Cost (Biaya Produksi)

Manufacturing Cost adalah sejumlah biaya atau modal yang dibutuhkan untuk proses produksi agar menghasilkan barang atau produk.

Biaya produksi secara garis besar dibedakan menjadi 3 jenis :

a. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Adalah biaya produksi yang langsung berhubungan dengan proses produksi, sehingga besar kecilnya biaya ini sangat dipengaruhi atau dipengaruhi langsung oleh kapasitas produksi.

b. *Indirect Manufacturing Cost* (IMC) (Biaya Produksi Tidak Langsung)

Adalah biaya produksi yang masih dipengaruhi oleh kapasitas produksi akan tetapi memberikan pengaruh langsung terhadap proses produksi.

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)* (Biaya Produksi Tetap)

Adalah biaya produksi yang tidak tergantung dari kapasitas produksi aktual pabrik, sepanjang tahun pengeluaran ini tetap baik pabrik pada kapasitas penuh maupun saat pabrik dalam keadaan tidak memproduksi.

4.7.3.3 General Expanses (Pengeluaran Umum)

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

4.7.3.3 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 atau evaluasi kelayakan.

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

a. *Present Return On Investment (ROI)*

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

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

b. *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 dilakukan akan kembali.

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

c. *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.

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

Dalam hubungan ini :

Fa : *Fixed manufacturing cost*

Ra : *Regulated cost*

Va : *Variabel cost*

Sa : *Penjualan produk*

d. *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* dibandingkan harus produksi.

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

e. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

- 1) Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “DCFR” dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
- 2) Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- 3) 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 :

$$(FC + WC) (1+i)^n = \sum_{j=1}^n C_j (1+i)^{n-1} + (Wc + Sv)$$

4.7.4 Hasil Perhitungan

4.7.4.1 Penentuan Physical Plant Cost

Tabel 4.14 *Physical Plant cost*

No.	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Harga alat sampai ditempat	6.165.057,49	
2	Instalasi	621.438	2.249.012.973
3	Pemipaan	2.507.945,39	2.600.421.250
4	Instrumentasi	1.198.487,18	421.689.932
5	Isolasi	160.291,49	351.408.277
6	Listrik	599.243,59	210.844.966
7	Bangunan		6.240.000.000
8	Tanah		4.160.000.000
9	Utilitas	6.436.801,95	2.605.922.981
Physical Plant Cost		17.689.264,88	18.839.300.379

Tabel 4.15 *Direct Plant Cost*

No.	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Physical plant cost	17.689.264,88	18.839.300.378,86
2	Engineering & Construction (25%)	4.422.316,22	4.709.825.094,72
Direct Plant Cost (DPC)		22.111.581,10	23.549.125.473,58

Tabel 4.16 *Fixed Capital Investment*

No.	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Direct Plant Cost	22.111.581,10	23.549.125.473,58
2	Contractor fee (5 %)		17.208.352.570,23
3	Contingency (15 %)	3.316.737,16	3.532.368.821,04
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		25.428.318,26	44.289.846.864,84

Tabel 4.17 *Direct Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	172.130.966.623
2	Gaji Karyawan	29.784.000.000
3	Supervisi (10% karyawan)	2.978.400.000
4	<i>Maintenance</i> (2% FCI)	8.260.009.234
5	<i>Plant Supplies</i> (15 % Maint.)	1.239.001.385
6	<i>Royal. dan Patt.</i> (4 % Sales)	28.100.000.000
7	Utilitas	131.026.185.211,51
Total		373.518.562.453,99

Tabel 4.18 *Indirect Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Payroll Overhead (15 % Kary.)</i>	4.467.600.000
2	Laboratorium (10 % Kary.)	2.978.400.000
3	<i>Packaging dan Shipping (0,5 % Sales)</i>	14.050.000.000
4	<i>Plant Overhead (50 % Kary.)</i>	14.892.000.000
Total		36.388.000.000

Tabel 4.19 *Fixed Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Depresiasi (10% FCI)	41.300.046.169
2	<i>Property tax (2% FCI)</i>	8.260.009.234
3	Asuransi (2% FCI)	8.260.009.234
Total		57.820.064.636

Tabel 4.20 *Total Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	373.518.562.454
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	36.388.000.000
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	57.820.064.636
Total		467.726.627.090

Tabel 4.21 *Working Capital*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Raw material inventory</i>	38.977.218.924
2	<i>In proses inventory</i>	58.465.828.386
3	<i>Product inventory</i>	38.977.218.924
4	<i>Available cash</i>	38.977.218.924
5	<i>Extended credit</i>	77.954.437.848
Total		253.351.923.007

Tabel 4.22 *General Expense*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Administrasi (3% Manu. Cost)	14.031.798.813
2	<i>Sales (5 % Manu. Cost)</i>	23.386.331.354
3	<i>Finance (5 % WC+FCI)</i>	33.317.619.235
4	Riset (2% sales)	14.050.000.000
Total		84.785.749.402

Tabel 4.23 *Total Biaya Produksi*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Manufacturing cost</i>	467.726.627.089,95
2	<i>General expense</i>	84.785.749.401,82
Total		552.512.376.491,77

Tabel 4.24 *Total Capital Investment*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Fixed Capital Investment</i>	413.000.461.685,41
2	<i>Working Capital</i>	253.351.923.007,06
Total		666.352.384.692,47

Total sales:

- a. Aniline = Rp 70.250 / kg
- Produksi tiap tahun = 10.000.000 kg
- Annual sales* = Rp 702.500.000.000
- Total annual sales* = Rp 702.500.000.000

4.6.1 Analisa Keuntungan

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

Sebelum pajak : 48,0 %

Sesudah pajak : 38,4 %

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

Sebelum pajak : 2,01 Tahun

Sesudah pajak : 2,50 Tahun

- **Break Even Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP)**

BEP : 34,19 %

SDP : 15,01 %

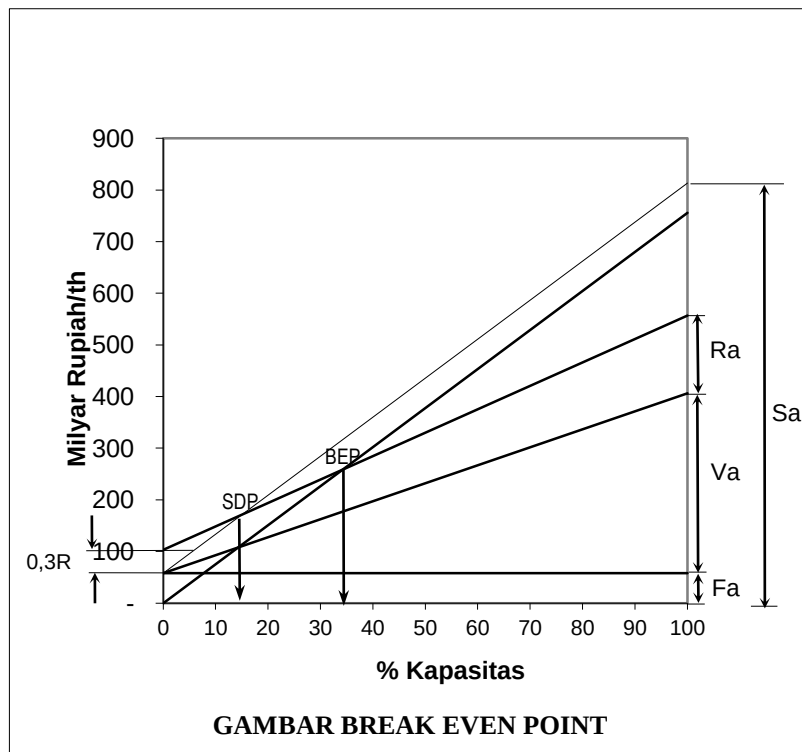
- **Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)**

Asumsi : *Cash flow* (C_j) tetap nilainya setiap tahun

Cash flow = *Profit after taxes* + *Depreciation* + *Finance*

= Rp. 194.607.764.209,75

Dengan *trial and error* diperoleh :



DCFRR (i)= 27,74 %

Gambar 4.7 Grafik hubungan % kapasitas vs rupiah

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik Anilin dari ammonia dan fenol dengan kapasitas 10.000 ton/tahun, dapat diambil kesimpulan :

1. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta lokasi pabrik, maka pabrik Anilin dari ammonia dan fenol ini tergolong pabrik beresiko tinggi.
2. Pabrik anilin berbentuk didirikan didaerah kawasan industri Gresik, Jawa Timur dengan luas tanah sebesar 10.400 m² dengan jumlah karyawan 278 orang dan beroperasi selama 330 hari/tahun
3. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :

1) *Return On Investment* (ROI) :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 48,0%, dan ROI setelah pajak sebesar 38,4%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi minimum adalah 40 % (Aries & Newton, 1955).

2) *Pay Out Time* (POT) :

POT sebelum pajak selama 2,01 tahun dan POT setelah pajak selama 2,50 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun (Aries & Newton, 1955).

3) *Break Event Point* (BEP) pada 34,19 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 15,01%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.

- 4) *Discounted Cash Flow Rate*(DCFR) besarnya 27,74 %. Suku bunga bank saat ini sekitar 5,50 % (www.bi.go.id, edisi 15 agustus 2018), jadi syarat minimum DCFR lebih besar dari suku bunga pinjaman di bank.

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik Anilin dari ammonia dan fenol dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini layak dan dapat didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill Book Company, New York
- BPS, 2012-2016, *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia Impor*
- Brownell, L.E., Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design Vessel Design*, Michigan
- Kern, D.Q., 1950, *Process Heat Transfer*, McGraw Hill International Book Company, Singapura
- Kirk, R.E., Othmer, V.R., 1999, *Encyclopedia of Chemical Technology*, John Wiley & Sons Inc., New York
- Ludwig, E.E., 1965, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, volume 1, Gulf Publishing Company, Houston
- Perry, R.H., Green, D., 1999, *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 7th ed., McGraw Hill Companies Inc., USA.
- Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., West, R.E., 2003, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5th ed., Mc-Graw Hill, New York.
- Powell, S.T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, 1st ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- Raymond, D.L., 1999, *Water Quality and Treatment*, 5th ed., Mc Graw Hill, USA
- Treybal, R.E., 1984, *Mass Transfer Operation*, 3rd ed., McGraw Hill International Book Company, Japan

Ullman's, 1988, *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, vol.A11, VCH
Verlagsgesellschaft, Weinheim

Vilbrandt, F.C., Dryden, C.E., 1959, *Chemical Engineering Plant Design*, 4th ed.,
McGraw-Hill Book Company, Japan

Walas, S.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, 3rd ed., Butterworths series in
chemical engineering, USA

Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw Hill Companies Inc.,
USA

US Patent 4094901.

US Patent 5214210

US Patent 2683481

LAMPIRAN

REAKTOR FIXED BED MULTITUBE

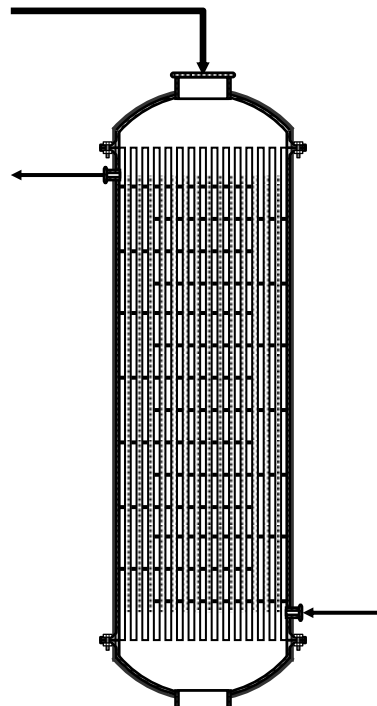
Tugas : Mereaksikan aniline proses ammonolisis fenol, amonia dan fenol direaksikan dalam fase uap pada temperatur 300 – 600 °C dan tekanan 16 atm dengan kecepatan umpan masuk sebesar 43499,64 kg/jam

Reaktor : Fixed Bed Multitube

Kondisi operasi : $T = 430^{\circ}\text{C}$

$P = 2 \text{ atm}$

Contact time = 1 detik



Komposisi umpan :

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2 = 0,0927 \text{ kg/jam} = 0,0010 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{NH}_3 = 4620,6737 \text{ kg/jam} = 271,8043 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} = 1277,4804 \text{ kg/jam} = 13,5902 \text{ kmol/jam}$$

Konversi butana menjadi $\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$: 0,1%

Kapaitas produk

$$= 10.000 \text{ ton/tahun} \cdot \frac{1000 \text{ kg /ton}}{330 \text{ hari/tahun} \cdot 24 \text{ jam/hari}}$$

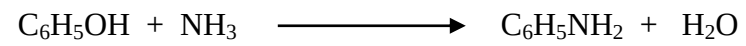
$$= \frac{1262.62 \text{ kg/jam}}{93 \text{ kg/mol}}$$

$$= 13,57 \text{ kmol/jam}$$

Uraian Neraca Massa pada reaksi

Reaksi :

Satuan : kmol/jam



$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_5\text{OH} &= n_{\text{Ao}} (1 - X_A) \\ &= 13,5902 \quad 0,001 \\ &= 0,0135902 \quad \text{Kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NH}_3 &= n_{\text{Bo}} - n_{\text{Ao}} X_A \\ &= 271,8043 \quad - \quad 13,5902 \quad 0,999 \\ &= 258,2277074 \quad \text{Kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2 &= n_{\text{Co}} + n_{\text{Ao XA}} \\
 &= 0,0010 + 13,5902 \cdot 0,999 \\
 &= 13,5776228 \text{ Kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} &= n_{\text{Do}} + n_{\text{Ao XA S4}} \\
 &= 0,7440 + 13,5902 \cdot 0,999 \\
 &= 14,3206624 \text{ Kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Hasil Reaksi :

$$\begin{aligned}
 \text{C}_6\text{H}_5\text{OH} &: 0,0136 \text{ kmol/jam} = 1,2775 \text{ kg/jam} \\
 \text{NH}_3 &: 258,2777 \text{ kmol/jam} = 4389,8710 \text{ kg/jam} \\
 \text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2 &: 13,5776 \text{ kmol/jam} = 1262,7189 \text{ kg/jam} \\
 \text{H}_2\text{O} &: 14,3207 \text{ kmol/jam} = \underline{257,7719 \text{ kg/jam}} \\
 &5911,6393 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

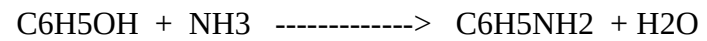
Neraca Massa Reaktor

Komponen	Total massa masuk reaktor	Komponen	Total massa Keluar reaktor
	kg/jam		kg/jam
C ₆ H ₅ OH	4620.6737	C ₆ H ₅ OH	4389.8710
NH ₃	13.3926	NH ₃	257.7719
C ₆ H ₅ NH ₂	1277.4804	C ₆ H ₅ NH ₂	1.2775
H ₂ O	0.0927	H ₂ O	1262.7189
Total	5911.6394	Total	5911.6394

KINETIKA LAJU

REAKSI

Reaksi pembentukan Aniline berdasarkan reaksi :



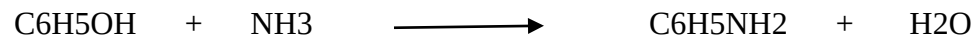
Data I (US Patent 2683481)

1. Waktu reaksi = 1 dt
2. Suhu Operasi = 430 °C = 806 °F
3. Perbandingan reaktan $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} : \text{NH}_3 = 1 : 20$
4. Konversi yang dapat dicapai = 0.999

Data I (US Patent 2683481)

1. Waktu reaksi = 1.0125 dt
2. Suhu Operasi = 420 °C 788 °F
3. Perbandingan reaktan C₆H₅OH : NH₃ = 1 : 20
4. Konversi yang dapat dicapai = 0.999

Neraca massa



mula2	:	100	2000		
Reaksi	:	100 . XA	100 . XA	100 . XA	100 . XA
Hasil	:	100 (1 - XA)	2000-100XA	100 . XA	100 . XA

Komposisi awal

A	=	100	gmol
B	=	2000	gmol

$$2100 \quad \text{gmol}$$

$$\text{Tekanan} = 2 \quad \text{atm}$$

$$\text{Suhu} = 430 \quad ^\circ\text{C}$$

Untuk reaktor Fixed Bed :

$$\frac{V}{F_v} = C_{Ao} \int_0^{x_a} \frac{dX_a}{-r_a}$$

$$\tau = C_{Ao} \int_k \frac{dXA}{C_A - C_B}$$

$$\tau = C_{Ao} \int_k \frac{dXA}{C_A \alpha (1 - XA) - C_A \alpha (M - XA)}$$

$$k = \frac{1}{\tau C_{Ao}} \int \frac{dXA}{(1 - XA) - (M - XA)}$$

Data I

Penyelesaian dengan cara simpson's Rule

$$\begin{aligned}\Delta X &= \frac{0.999}{10} \\ &= 0.0999\end{aligned}$$

Konsentrasi awal A ($\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$)

$$\text{CAo} = \frac{\frac{n_{\text{Ao}}}{n_{\text{T}}} \frac{P_{\text{t}}}{R T}}$$

$$= \frac{100}{2100} \frac{2}{82.06 \cdot 703}$$

$$= 1.6509\text{E-}06 \text{ gmol/cm}^3$$

Perbandingan Reaktan

$$M = \frac{n_{Bo}}{n_{Ao}}$$

$$= 20$$

XA	1/(1-XA)(M-XA)	Simp'	I
----	----------------	-------	---

0	0.05	x1	0.050000
0.0999	0.055828245	x4	0.223313
0.1998	0.063114897	x2	0.126230
0.2997	0.072484147	x4	0.289937
0.3996	0.084975628	x2	0.169951
0.4995	0.102459014	x4	0.409836
0.5994	0.12866899	x2	0.257338
0.6993	0.172303267	x4	0.689213
0.7992	0.259368343	x2	0.518737
0.8991	0.518865748	x4	2.075463
0.999	52.62880901	x1	52.628809

57.438826

$$\int_0^{0.46} \frac{dXA}{(1-XA)(M-2XA)} = \frac{\Delta XA}{3} \sum I = \frac{0.0999}{3} \frac{57.438826}{3}$$

$$= 1.91271292$$

maka

$$k = \frac{1.91271292}{1 \cdot 1.65091E-06}$$

$$= 1158579.74 \text{ cm}^3/\text{gmol dt}$$

Data ke II

Penyelesaian dengan cara simpson's Rule

$$\Delta X = \frac{0.999}{10}$$

$$= 0.0999$$

Konxentrasi awal A (C₆H₆)

$$CA_o = \frac{nA_o}{nT} \frac{Pt}{R T}$$

$$= \frac{100}{2}$$

$$= \frac{2100 \cdot 82.06 \cdot 693}{1.6747 \times 10^{-6}} \text{ gmol/cm}^3$$

Perbandingan Reaktan

$$M = \frac{n_{Bo}}{n_{Ao}}$$

$$= 20$$

XA	1/(1-XA)(M-XA)	Simp'	I
0	0.05	x1	0.050000
0.0999	0.055828245	x4	0.223313

0.1998	0.063114897	x2	0.126230
0.2997	0.072484147	x4	0.289937
0.3996	0.084975628	x2	0.169951
0.4995	0.102459014	x4	0.409836
0.5994	0.12866899	x2	0.257338
0.6993	0.172303267	x4	0.689213
0.7992	0.259368343	x2	0.518737
0.8991	0.518865748	x4	2.075463
0.999	52.62880901	x1	52.628809

57.438826

$$\int_0^{0,46} \frac{dXA}{(1-XA)(M-2XA)} = \frac{\Delta XA}{3} \sum I = \frac{0.0999}{3} \cdot 57.438826$$

$$= 1.91271292$$

maka

$$k = \frac{1.91271292}{1.0125 \cdot 1.67473 \text{E-}06}$$

$$= 1127999.24 \text{ cm}^3/\text{gmol dt}$$

jadi :

$$T1 = 693 \text{ oK} \text{ -----> } k1 = 1127999.237 \text{ cm}^3/\text{gmol dt}$$

$$T2 = 703 \text{ oK} \text{ -----> } k2 = 1158579.736 \text{ cm}^3/\text{gmol dt}$$

persamaan empiris Arhenius

$$k = Ae^{(-E ./ RT)}$$

atau

$$\ln k = \ln A + \frac{B}{T}$$

$$\ln 1127999.24 = \ln A + \frac{B}{693}$$

$$\ln 1158579.74 = \ln A + \frac{B}{703}$$

$$-0.0267494 = B \left(\frac{1}{693} - \frac{1}{703} \right)$$

$$-0.0267494 = B \left(2.05263\text{E-}05 \right)$$

$$B = -1303.175209$$

$$\ln 1127999.24 = \ln A + \frac{-1303.175209}{693}$$

$$13.935956 = \ln A + -1.880483707$$

$$\ln A = 15.81643974$$

$$A = 7395925.079$$

maka diperoleh

$$A = 7395925.08$$

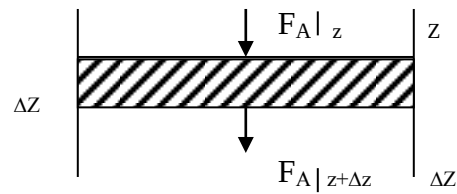
$$B = -1303.1752$$

atau

$$k = 7395925.08 \exp \left(\frac{-1303.175209}{T} \right) \text{ cm}^3/\text{gmol dt}$$

PENYUSUNAN MODEL MATEMATIS PADA ELEMEN VOLUME

1. NERACA MASSA PADA ELEMEN VOLUME



Masuk – keluar = akumulasi

$$F_A|_z - [F_A|_{z+\Delta z} + (-r_A) dv] = \text{Acc}$$

$$dV = A \cdot \Delta Z$$

$$\text{dimana } A = \frac{\pi \cdot Di^2}{4}$$

Neraca massa elemen volume juga meninjau ruang kosong diantara tumpukan katalis sehingga porositas (ϵ) berpengaruh.

Porositas (ϵ) didapat dari Brown, fig.219 & 220.

Maka :

$$dV = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \epsilon \cdot \Delta z$$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r_A) \frac{\pi D_i^2}{4} \epsilon \Delta z = 0$$

$$\frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = (-r_A) \frac{\pi D_i^2}{4} \epsilon$$

$$-\frac{F_A}{\Delta z} = \frac{-r_A \pi D_i^2}{4} \epsilon$$

dimana $F_A = F_{A0}(1-X_A)$

$$\Delta F_A = -F_{A0} \cdot \Delta X_A$$

$$F_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot D i^2}{4} \varepsilon$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{(r_A) \cdot \pi \cdot D i^2}{4 F_{A0}} \varepsilon$$

$$\lim \Delta z \rightarrow 0$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot D i^2}{4 F_{A0}} \varepsilon$$

$$(-r_A) = \text{kecepatan reaksi} = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(k C_A C_B) \cdot \pi \cdot D i^2}{4 F_{A0}} \varepsilon$$

$$C_A = \frac{n_A}{n_t} \frac{P_t}{RT}$$

$$= \frac{n_{A0}(1 - X_A) P_t}{n_1 \cdot RT}$$

$$C_B = \frac{n_B}{n_t} \frac{P_t}{RT}$$

$$= \frac{n_{A0} \left(\frac{n_{B0}}{n_{A0}} - X_A \right) P_t}{n_1 \cdot RT}$$

Maka :

$$\boxed{\frac{dX_A}{dz} = \frac{\left(\frac{n_{A0}}{n_t} \cdot \frac{P_t}{RT} \right)^2 \cdot k(1 - X_A) \left(\frac{n_{B0}}{n_{A0}} - X_A \right) \pi \cdot Di^2 \varepsilon}{4F_{A0}}} \dots\dots\dots(1)$$

Dimana :

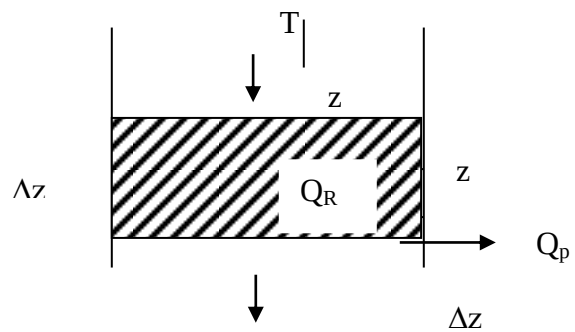
$\frac{dX_A}{dz}$ = Perubahan konversi persatuan panjang

Di = Diameter dalam

ε = porositas tumpukan katalis

F_{A0} = Kecepatan molar A mula-mula

2. NERACA PANAS PADA ELEMEN VOLUME



$$T|_{z+\Delta z}$$

Masuk – keluar = akumulasi

$$\sum m.c_p (T|_z - T_o) - (\sum m.c_p (T|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_R + Q_P) = 0$$

$$Q_R = \Delta H_{R,n_{AO}} \Delta X_A$$

$$Q_P = U.A. \Delta T$$

$$= U. \pi .D_O. \Delta z. (T_s - T)$$

$$\sum m.c_p (T|_z - T|_{z+\Delta z}) - \Delta H_{R,n_{AO}} \Delta X_A - U. \pi .D_O. \Delta z. (T_s - T) = 0$$

$$\sum m.c_p (T|_z - T|_{z+\Delta z}) = \Delta H_{R,n_{AO}} \Delta X_A + U. \pi .D_O. \Delta z. (T_s - T)$$

$$T|_Z - T|_{Z+\Delta Z} = \frac{\Delta H_R n_{A0} \Delta X_A + U \pi D_0 (T_s - T)}{\sum m.Cp} : \Delta z$$

$$\frac{T|_Z - T|_{Z+\Delta Z}}{\Delta z} = \frac{\Delta H_R n_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \pi D_0 (T_s - T)}{\sum m.Cp}$$

$$\frac{\Delta T}{\Delta z} = \frac{\Delta H_R n_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \pi D_0 (T_s - T)}{\sum m.Cp}$$

Lim $\Delta z \rightarrow 0$

$$\boxed{\frac{dT}{dz} = \frac{-\Delta H_R \cdot n_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \pi D_0 (T_s - T)}{\sum m.Cp}} \dots\dots\dots(2)$$

dimana :

dT/dZ = perubahan suhu persatuan panjang katalis

ΔH_R = panas reaksi

U = over all heat transfer coefficient

D_o = diameter luar

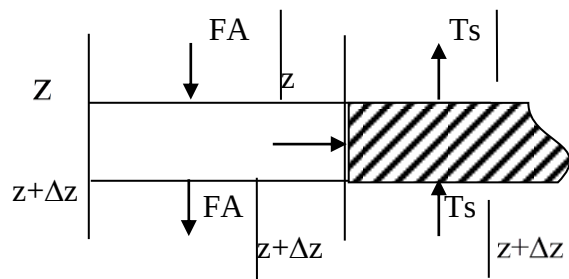
T = suhu gas

T_s = suhu penelitian

$\Sigma m.C_p$ = kapasitas panas

3. NERACA PANAS UNTUK PENDINGIN PADA ELEMEN VOLUME

Tinjauan : elemen panas



Masuk – keluar = akumulasi

$$m_p.C_{p_p}. (T_s \Big|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_p - m_p.C_{p_p}. ((T_s \Big|_z - T_o) = 0$$

$$Q_p = U.A. \Delta T ; \text{ dimana : } A = \pi.Do.\Delta z. \text{ dan } \Delta T = (T - T_s)$$

$$\text{Sehingga } Q_p = U.\pi. Do.\Delta z. (T - T_s)$$

$$m_p. C_{p_p}. (T_s \Big|_{z+\Delta z} - T_s \Big|_z) = - U.\pi. Do.\Delta z. (T - T_s)$$

$$\text{-----} : m_p. C_{p_p}. \Delta z$$

$$T_s \Big|_{z+\Delta z} - T_s \Big|_z \quad U.\pi. Do. (T - T_s)$$

$$\text{-----} = - \text{-----}$$

$$\Delta z$$

$$m. C_{p_p}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta z} = - \frac{U.\pi.Do.(T - T_s)}{(m.C_p)_p}$$

$$\lim \Delta z \rightarrow 0$$

$$\boxed{\frac{dT_s}{dz} = - \frac{U.\pi.Do.(T - T_s)}{(m.C_p)_p}}$$

$$\text{.....(3)}$$

PENURUNAN TEKANAN (*PRESSURE DROP*)

Penurunan tekanan dalam pipa yang berisi katalisator (fixed bed) menggunakan rumus 11.6 (Chapter 11, Rase) hal 492, Chemical Reactor Design for Process Plants.

$$\frac{gc \cdot dP}{\mu s \cdot dz} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu s}{D_p^2} + 1,75 \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \frac{G}{D_p}$$

Persamaan di atas dapat ditulis :

$$\boxed{\frac{dP}{dz} = \frac{f_k \cdot G^2}{D_p \cdot \rho_f \cdot gc} \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right)} \dots\dots\dots(4)$$

dimana :

$$f_k = 1,75 + 150 \left(\frac{1-\varepsilon}{D_p \cdot G/\mu} \right)$$

dimana :

$\frac{dP}{dz}$ = perubahan tekanan per satuan panjang

f_k = faktor friksi

gc = konstanta gravitasi

G = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, g/cm³

ρ_f = densitas gas, g/cm³

D_p = diameter partikel katalisator, cm

ε = porositas tumpukan katalisator

μ = viskositas gas, g/cm.jam

Sehingga diperoleh 4 persamaan differensial simultan sebagai berikut :

$$1) \quad \frac{dX_A}{dz} = \frac{\left(\frac{n_{AO}}{n_t} \cdot \frac{Pt}{RT} \right)^2 \cdot k(1 - X_A) \left(\frac{n_{Bo}}{n_{Ao}} - X_A \right) \pi \cdot Di^2 \varepsilon}{4F_{Ao}}$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{-\Delta H_R \cdot n_{Ao} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \cdot \pi \cdot \pi_0 (T_s - T)}{\Sigma m \cdot Cp}$$

$$2) \quad \frac{dT_s}{dz} = - \frac{U \cdot \pi \cdot Do \cdot (T - T_s)}{(m \cdot Cp)_p}$$

$$3) \quad \frac{dP}{dz} = \frac{f_k \cdot G^2}{D_p \cdot \rho_f \cdot gc} \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \right)$$

Selanjutnya persamaan differensial simultan tersebut diatas diselesaikan dengan program computer dengan Metode

Numeris Runge Kutta.

OVERALL HEAT TRANSFER

1. Koefisien transfer panas pipa (hio)

Dari pers. 6-2, Kern diperoleh :

$$h_{io} = 0,027 \left(\frac{D_p \cdot G_t}{\mu} \right)^{0,8} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{k}{D_i} \right) \dots\dots\dots(5)$$

Persamaan diatas berlaku untuk organic liquid, larutan aqueous, dan gas pada $Re > 10.000$

dimana :

D_p = diameter partikel katalis

D_i = diameter dalam pipa

k = konduktivitas thermal

μ = viskositas gas

C_p = panas jenis gas

G_t = kecepatan massa per satuan luas

h_i = koefisien transfer panas pipa dalam

$h_{io} = h_i \cdot \frac{ID}{OD} \dots\dots\dots(Kern, 1983)$

2. Koefisien transfer panas dinding pipa dalam shell (h_o)

Dari persamaan , Kern :

$$h_o = 0,36 \left(\frac{De \cdot G_p}{\mu_p} \right)^{0,55} \left(\frac{C_{p_p} \cdot \mu_p}{k_p} \right)^{0,33} \left(\frac{k_p}{De} \right) \dots\dots\dots (Kern, 1983, p 137) \dots\dots\dots (6)$$

Persamaan diatas berlaku untuk Re antara 2000 – 1.000.000

dimana :

h_o = koefisien transfer panas

De = diameter equivalent

G_p = kecepatan massa pendingin per satuan luas

μ_p = viskositas pendingin

k_p = konduktivitas thermal pendingin

C_{p_p} = panas spesifik pendingin

3. Overall heat transfer coefisient

U_d = overall transfer coefisient pada saat kotor

U_c = overall transfer coefisient pada saat bersih

R_d = faktor tahanan panas pengotor

$$U_c = \frac{h_{io}.h_o}{(h_{io} + h_o)} \quad R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c.U_d}$$

$$R_d.U_c.U_d = U_c - U_d$$

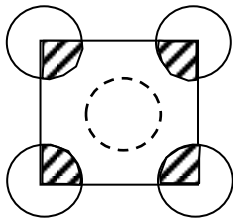
$$R_d.U_c.U_d + U_d = U_c$$

$$(R_d.U_c + 1).U_d = U_c$$

$$\text{Maka : } U_d = \frac{U_c}{(R_d.U_c + 1)}$$

LAY OUT PIPA DALAM REAKTOR (Kern, 1983, P. 139)

Pipa dalam reaktor disusun secara square pitch, dimana luas penampang 1 pipa menempati luasan sebesar Pt^2 .



1 pipa menempati luasan = Pt^2

maka luas total penampang reaktor (over design 10%)

$$As = 1,1. Nt.Pt^2$$

dimana :

As = Luas penampang shell

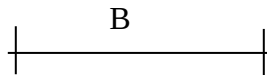
Nt = jumlah pipa

Pt = pitch

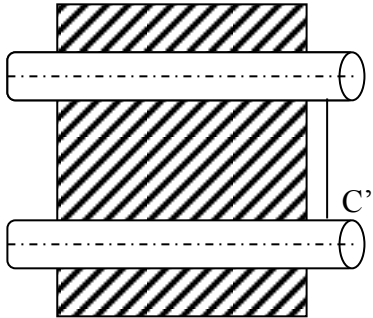
Alasan penyusunan pipa secara square pitch :

1. mudah pembersihannya.
2. pressure drop kecil.

FLOW AREA DALAM SHELL



$$As = \frac{ID_s . B . C'}{Pt} \dots\dots\dots(7)$$



dimana :

B = Jarak baffle, in

C' = Clearance, in

P_t = Pitch, in

ID_s = Diameter dalam shell, in

A_s = Flow area shell, in²

DIAMETER EQUIVALEN (D_e)

Diameter equivalen dapat dipahami sebagai diameter dari area dalam shell, bila dipandang sebagai pipa (Kern, 1983) p.139

$$De = \frac{4 \left(Pt^2 - \frac{\mu \cdot OD^2}{4} \right)}{\mu \cdot OD} = \frac{4 \times \text{free area}}{\text{wetted perimeter}}$$

$De = \frac{4Pt^2 - \mu \cdot OD^2}{4 \cdot \mu \cdot OD}$	(8)
--	----------

DIAMETER SHELL

Diameter shell yang dipakai untuk Nt pipa

$$\text{Luas shell} = A_s = 1,1 \cdot Nt \cdot Pt^2 = \frac{\pi \cdot (ID_s)^2}{4}$$

Diameter shell :

$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot A_s}{\mu}}$	(9)
---	----------

KATALISATOR (Rase, 1977)

Katalisator yang digunakan berupa *silica – alumina* dengan :

- Bentuk = pellet
- Ukuran

$$D = 0,3175 \text{ cm}$$

$$H = 0,3175 \text{ cm}$$

- Bulk density = $0,00077 \text{ kg/m}^3$
- Formula = $\text{PbO}_2 - \text{Mg}$

(SA, Miller Ernest, 1965)

DIAMETER PARTIKEL (D_p)

Yaitu diameter partikel katalis yang ekuivalen dengan diameter bola dengan volume yang sama dengan volume katalis (Rase, 1977, p.493)

$$V_{\text{kat}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H$$

$$= \frac{\mu \cdot 0,3175^2}{4} \cdot 0,3175$$

$$= 0,025125 \text{ cm}^3$$

$$V \text{ bola} = V \text{ kat}$$

$$V \text{ Bola} = \frac{\mu \cdot Dp^3}{4}$$

Maka :

$$Dp = \sqrt[3]{\frac{V_B \cdot 4}{\mu}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{0,025125 \cdot 4}{\mu}}$$

$$= 0,36345 \text{ cm}$$

PEMILIHAN PIPA

Dalam pemilihan pipa harus diperhatikan faktor perpindahan panas. Pengaruh bahan isian di dalam pipa terhadap koefisien transfer panas konveksi didelik oleh Colburn (Smith,JM., p.571) dan diperoleh hubungan pengaruh rasio (D_p/D_t) atau perbandingan diameter katalis dengan diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis disbanding transfer panas konveksi pada pipa kosong.

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15		0,2	0,25
H_{io}/h	5,5	7	7,		7,5	7,0

Dimana :

(D_p/D_t) = rasio diameter katalis per diameter pipa

(h_{io}/h) = rasio koefisien transfer panas pipa berisi katalis disbanding koefisien transfer panas pada pipa kosong.

Dari data diatas diperoleh $(h_{io}/h)_{\max}$ terjadi pada 7,8 pada $(D_p/D_t) = 0,15$

$$\frac{D_p}{D_t} = 0,15$$

$$D_t = \frac{D_p}{0,15}$$

$$D_t = \frac{0,36345}{0,15} \text{ cm}$$

$$= 2,42298 \text{ cm}$$

Dipilih pipa dengan ukuran standar (Kern, table 11) :

$$NP_s = 1 \text{ in}$$

$$OD = 1,32 \text{ in}$$

$$ID = 1,049 \text{ in}$$

$$Sch = 40$$

JUMLAH PIPA (Brown, 1950)

Jumlah pipa ditentukan berdasarkan turbulensi gas dalam pipa berkatalis. Dalam suatu reaksi khusus terjadi tumbukan molekul yang optimum (well mixed). Keadaan di atas terjadi bila pada keadaan turbulen yaitu bilangan Reynold diatas 3100.

$$\text{Spherecity } (\varphi) = \frac{\text{Luas area bola}}{\text{luas area katalis}}$$

$$\text{Luas area bola} = \pi \cdot D_p^2$$

$$= 3,14 \cdot 0,36345$$

$$= 0,4148 \text{ cm}^2$$

$$\text{Luas area katalis} = \pi \cdot D \cdot H + \frac{2 \cdot \mu \cdot D}{4}$$

$$= 0,4748 \text{ cm}^2$$

$$\text{maka } \varphi = \frac{0,4148}{0,4748} = 0,8736$$

Dari fig. 223 Brown diperoleh $\varepsilon = 0,35$

KECEPATAN MASSA MASUK REAKTOR

Komponen	Kgmol /jam	Kg / jam
C6H5OH	13.5902	1277.4803
NH3	271.8043	4620.6733
C6H ₅ NH2	0.0010	0.0927
H2O	0.7440	13.3926
Total	286.1396	5911.6392

Kecepatan massa = 5911.6392 Kg/j

= 1642.1221 g/dt

BM rata-rata = 20.66

Suhu Umpan (T) = 573 oK

Tekanan Umpan (P) = 17 atm

Densitas gas(ρ) = 0.007473 g/cm³

Viskositas gas = 0.000539 g/cm dt

Digunakan pipa Standard

ID pipa = 1.049 in = 2.664 cm

OD pipa = 1.320 in = 3.353 cm

BWG = 16 in

A. Jumlah pipa maximum :

1. Menghitung Gt :

$$4100 = \frac{Fre \cdot Dp \cdot Gt}{u}$$

$$= \frac{50.5 \cdot 0.3635 \text{ cm} \cdot Gt}{0.0005390 \text{ (g / cm dt)}}$$

$$= 34057.05 \text{ Gt}$$

$$Gt = 0.120386 \text{ g/cm}^2 \text{ dt}$$

2. Menghitung Luas penampang pipa :

$$A_o = \frac{3.14 \cdot DI^2 \cdot e}{4}$$

$$= \frac{3.14 \cdot (2.6645 \text{ cm})^2 \cdot 0.36}{4}$$

$$= 2.0063 \text{ cm}^2$$

3. Menghitung Luas penampang total :

$$A_t = \frac{G}{G_t}$$

$$= \frac{1642.1221 \text{ g/dt}}{0.1204 \text{ g/cm}^2 \text{ dt}}$$

$$= 13640.4482 \text{ cm}^2$$

Menghitung Jumlah pipa maximum :

$$\begin{aligned}
 Nt \max &= \frac{A_t}{A_o} \\
 &= \frac{13640.4482 \text{ cm}^2}{2.0063 \text{ cm}^2} \\
 &= 6798.8901 \text{ pipa}
 \end{aligned}$$

B. Jumlah pipa minimum :

1. Menghitung Kecepatan maximum :

$$\begin{aligned}
 v \max &= \left[\frac{4 \cdot (r_b - r_g) \cdot g \cdot D_p}{3 \cdot r_g \cdot fD} \right]^{1/2} \\
 &= \left[\frac{4 \cdot (1.1940 - 0.007473) \cdot 981 \cdot 0.3635}{3 \cdot 0.0074725 \cdot 1} \right]^{1/2}
 \end{aligned}$$

$$= 274.7652 \text{ cm/dt}$$

2. Menghitung Kecepatan Volume Umpan :

$$\begin{aligned} F_v &= \frac{G}{r_g} \\ &= \frac{1642.1221 \text{ g/dt}}{0.0075 \text{ g/cm}^3} \\ &= 219755.0313 \text{ cm}^3/\text{dt} \end{aligned}$$

3. Menghitung Luas penampang total :

$$\begin{aligned}
 A_t &= \frac{F_v}{v_{\max}} \\
 &= \frac{219755.0313 \text{ cm}^3/\text{dt}}{274.7652 \text{ cm/dt}} \\
 &= 799.7922 \text{ cm}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung Jumlah pipa minimum :

$$\begin{aligned}
 N_{t \min} &= \frac{A_t}{A_o} \\
 &= \frac{799.7922 \text{ cm}^2}{2.0063 \text{ cm}^2} \\
 &= 398.6452 \text{ pipa}
 \end{aligned}$$

C. Jumlah pipa :

1. Menghitung Gt :

diambil bilangan Reynold (Re) = 20000

$$Re = \frac{Fre \cdot Dp \cdot Gt}{u}$$

$$= \frac{50.5 \cdot 0.3635 \text{ cm} \cdot Gt}{0.0005390 \text{ (g / cm dt)}}$$

$$= 34057.05 Gt$$

$$Gt = 20000 / 34057.05 \text{ g/cm}^2 \text{ dt}$$

$$= 0.587250 \text{ g/cm}^2 \text{ dt}$$

2. Menghitung Luas penampang pipa :

$$Ao = \frac{3.14 \cdot DI^2 \cdot e}{4}$$

$$= \frac{3.14 \cdot (2.6645 \text{ cm})^2 \cdot 0.36}{4}$$

$$= 2.0063 \text{ cm}^2$$

3. Menghitung Luas penampang total :

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{G}{G_t} \\ &= \frac{1642.1221 \text{ g/dt}}{0.5872 \text{ g/cm}^2 \text{ dt}} \\ &= 2796.2920 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

Menghitung Jumlah pipa :

$$N_t = \frac{A_t}{\text{-----}}$$

$$\begin{aligned}
 & A_o \\
 &= \frac{2796.2920 \text{ cm}^2}{2.0063 \text{ cm}^2} \\
 &= 1394 \text{ pipa}
 \end{aligned}$$

SIFAT FISIS

PANAS REAKSI

REAKSI I



Data yang tersedia :

Komponen	A	B	C	D	ΔH_f°
$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	-8.561	1.429E-01	1.153E-01	3.901E-08	-23.03
NH_3	6.524	3.692E-03	4.078E-06	2.83E-09	-45.92
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	-9.677	1.525E-01	1.226E-04	3.901E-08	20.76
H_2O	7.701	4.595E-04	2.521E-06	8.59E-10	-241.83

Panas reaksi pada suhu Standard (298 °K) :

$$\Delta H_{r_{298}} = \Delta H_{f_p}^\circ - \Delta H_{f_R}^\circ$$

$$\Delta H_{r_{298}} = (\Delta H_{f_{\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2}}^\circ) - (\Delta H_{f_{\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}}}^\circ + 4,5 \Delta H_{f_{\text{NH}_3}}^\circ)$$

$$\Delta H_{r_{298}} = 20.76 + -241.83 + 0 - -23.03 - -45.92$$

$$\Delta H_{r_{298}} = -152.12 \text{ KCal/mol} = -152120 \text{ Cal/mol}$$

Panas reaksi pada suhu T :

$$\Delta H_{r_T} = \Delta H_{r_{298}} + \int (\Delta \alpha + \Delta \beta T + \Delta \gamma T^2 + \Delta \delta T^3) dT$$

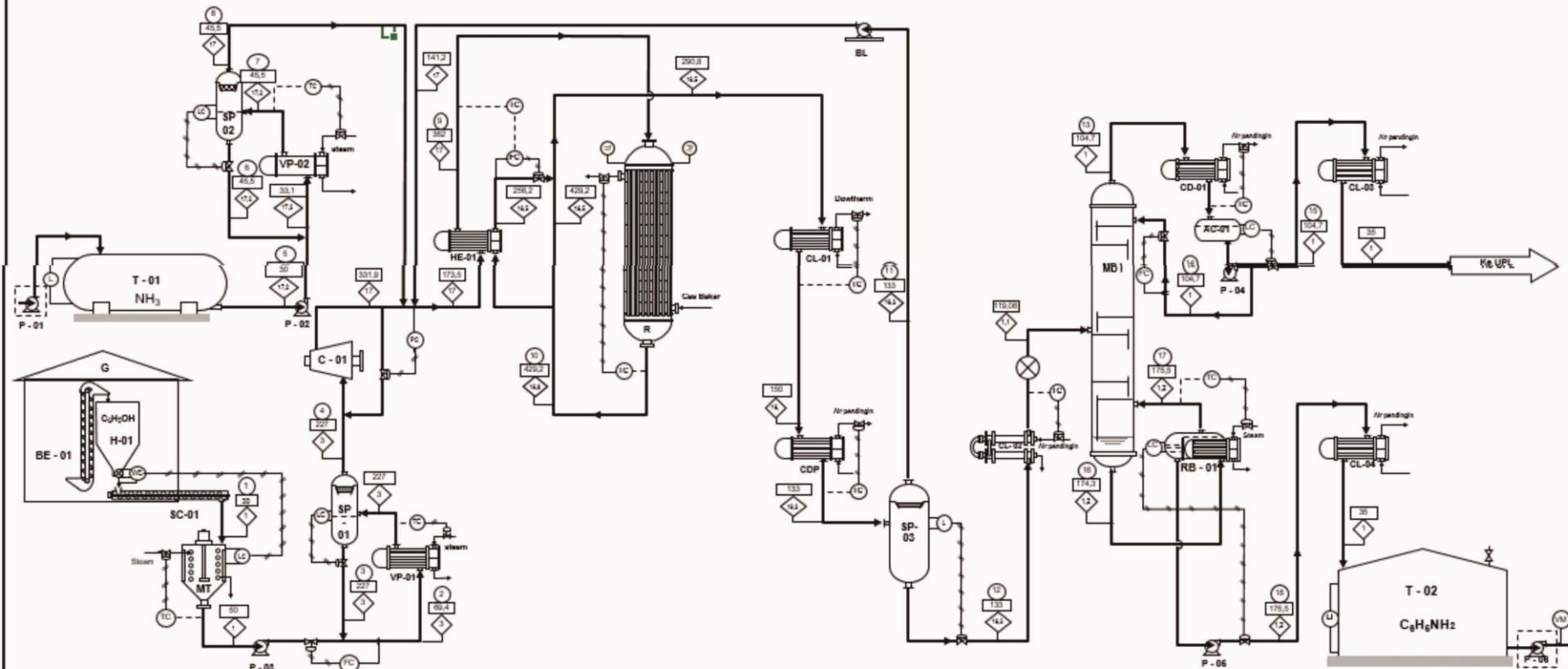
$$\begin{aligned} \Delta \alpha &= -22.773 \\ \Delta \beta &= -6.555\text{E-}03 \\ \Delta \gamma &= -1.152\text{E-}01 \end{aligned}$$

$$\Delta\delta = -1.188\text{E-}08$$

$$\Delta Hr_T = -152120 + -22.773 (T - T_{ref}) + \\ -6.55\text{E-}03 (T^2 - T_{ref}^2)/2 + -1.152\text{E-}01 (T^3 - T_{ref}^3)/3 + -1.188\text{E-}08 (T^4 - T_{ref}^4)/4$$

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ANILIN DARI PHENOL DAN AMMONIA**

KAPASITAS PRODUKSI : 10.000 TON / TAHUN



ARUS MASSA (Kg/Jam)

NO	KOMPONEN	NOMOR ARUS																	
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1	NH_3					220.80	57.70	288.50	230.00	4620.67	4389.87	4389.87							
2	H_2O	12.90	16.13	3.23	12.90	0.23	0.06	0.29	0.23	13.39	257.77	0.26	257.51	278.05	31.92	246.13	24.00	12.61	11.39
3	$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	1277.48	1596.85	319.37	1277.48					1277.48	1.28		1.28	0.04	0.00	0.04	2.61	1.37	1.24
4	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$									0.09	1262.72	0.09	1262.63	14.26	1.64	12.63	2624.41	1394.41	1250.00
Jumlah		1290.38	1612.98	322.60	1290.38	231.03	57.76	288.79	231.03	5911.64	5911.64	4390.22	1521.42	292.35	33.56	258.79	2641.02	1399.39	1262.63

KETERANGAN	
AL	Accumulator
C	Compressor
CD	Condenser
CL	Cooler
CV	Expansion Valve
IC	Inter Cooler
HE	Heat Exchanger
MB	Mixer
MT	Mixer
SC	Steam Control
SP	Separator
VP	Valve
W	Water

JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA	
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK ANILIN DARI PHENOL DAN AMMONIA KAPASITAS PRODUKSI : 10.000 TON / TAHUN	
Nama : 1. Rizki Nur Hafidha	
Dosen Pembimbing : 1. Ir. Sukarna Rendi, Ph.D.	
2. Lilia Khatirah, S.T., M.Eng	