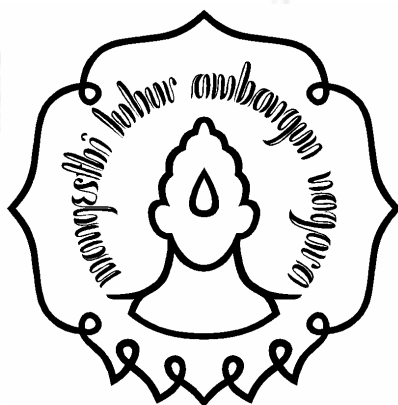


TUGAS AKHIR

Prarancangan pabrik akrilamid
dengan proses hidrolisa akrilonitril
kapasitas 10.000 ton /tahun



Disusun Oleh :

Noviana Kus Yuniati

I0501036

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SEBELAS MARET
SURAKARTA
2006

MOTTO DAN PERSEMBAHAN

- *“Hanya Engkaulah yang kami sembah dan hanya kepada Engkaulah kami mohon pertolongan” Q.S Al-Faatibah : 5*
- *“Ya Allah, sesungguhnya kami mohon kepadaMu akhir segala sesuatu yang baik dan kami berlindung kepadaMu dari akhir segala sesuatu yang buruk”*

*Karya ini kupersembahkan kepada
orang nomor 1 di dunia*

.....Ibu.....

*Hidup yang terlewati selama ini adalah bukti kebesaran Illahi. Allah
mengijinkan aku untuk menikmati mukjizatNya. Dan Ibu adalah
mukjizat terbesar yang diberikan Allah kepadaku.
Alhamdulillah.....*

KATA PENGANTAR

Syukur Alhamdulillah, segala puji hanya bagi Allah SWT, hanya karena rahmat dan hidayah-Nya, penulis akhirnya dapat menyelesaikan penyusunan laporan tugas akhir dengan judul “ Prarancangan Pabrik Akrilamid dengan Proses Hidrolisa Akrilonitril “ dengan kapasitas 10.000 Ton/tahun”. Sebagai salah satu syarat guna memperoleh derajat sarjana teknik di Fakultas Teknik, Universitas Sebelas Maret Surakarta.

Dalam penyusunan tugas akhir ini banyak bantuan baik berupa dukungan moral maupun spiritual dari berbagai pihak. Oleh karena itu sudah sepantasnya penulis mengucapkan terima kasih dan penghargaan sebesar-besarnya kepada:

1. Ir. Endang Mastuti, selaku Dosen Pembimbing atas bimbingan dan bantuannya dalam penulisan tugas akhir.
2. Ir. Sumaryoto, MSc, selaku Dekan Fakultas Teknik, Universitas Sebelas Maret, Surakarta.
3. Ir. Paryanto, MS, selaku Pembantu Dekan I Fakultas Teknik, Universitas Sebelas Maret.
4. Ir. Nunik Sri Wahjuni, M.Si, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia FT UNS
5. Bapak Bregas Siswahjono ST, MT, selaku Pembimbing Akademik, atas bimbingan dan arahannya.
6. Bapak, Ibu dan adikku, untuk seluruh cinta, dukungan dan pengorbanannya selama ini.
7. Teman-teman angkatan 2001, terima kasih untuk kebersamaan dan kekompakkan kita selama 5 tahun ini.

8. Bu Pur dan Mba Ima, Mba Ana dan Mas Rahmat, matur nuwun buat kemudahan birokrasinya.

Penulis menyadari bahwa laporan tugas akhir ini masih jauh dari sempurna. Oleh karena itu penulis membuka diri terhadap segala saran dan kritik yang membangun. Besar harapan penulis semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis dan pembaca sekalian.

Surakarta, Juni

2006

Noviana Kus

Yuniati

DAFTAR ISI

Halaman Judul.....	i
Lembar Pengesahan	ii
Motto dan Persembahan.....	iii
Kata Pengantar	iv
Daftar Isi	vi
Daftar Tabel	viii
Daftar Gambar.....	x
Intisari	xi
BAB I. PENDAHULUAN.....	1
1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.2. Penentuan Kapasitas Perancangan.....	4
1.3. Pemilihan Lokasi Pabrik	7
1.4. Tinjauan Pustaka	9
BAB II. DESKRIPSI PROSES.....	21
2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	21
2.2. Konsep Proses	23
2.3. Diagram Alir Proses.....	30
2.4. Neraca Massa dan Neraca Panas.....	31
2.5. Tata Letak Pabrik dan Alat Proses	52
BAB III. SPESIFIKASI PERALATAN PROSES.....	60
BAB IV. UNIT PENDUKUNG PROSES DAN LABORATORIUM	89
4.1. Unit Pendukung Proses	89
4.2. Laboratorium.....	99
BAB V. MANAJEMEN PERUSAHAAN.....	106
5.1. Bentuk Perusahaan	106
5.2. Struktur Organisasi	107
5.3. Tugas dan Wewenang	109

5.4. Pembagian Jam Kerja Karyawan	116
5.5. Status Karyawan dan Sistem Upah	118
5.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah dan Gaji Karyawan	119
5.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	122
BAB VI. ANALISA EKONOMI.....	125
6.1. Penaksiran Harga Peralatan	126
6.2. Penentuan <i>Total Capital Investment</i> (TCI)	127
6.3. Biaya Produksi Total (<i>Total Production Cost</i>)	131
6.4. Keuntungan (<i>Profit</i>)	133
6.5. Analisa Kelayakan	133
KESIMPULAN.....	136
DAFTAR PUSTAKA	xii
Lampiran-lampiran :	
LAMPIRAN A: Data-data sifat fisis	
LAMPIRAN B: Perhitungan neraca massa	
LAMPIRAN C: Reaktor	

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Harga produk dan bahan baku pembuatan akrilamid	4
Tabel 1.2. Data impor akrilamid di Indonesia	5
Tabel 1.3. Daftar pabrik akrilamid di dunia.....	6
Tabel 2.1. Data ΔH°_f dan ΔG°_f pada keadaan standart	25
Tabel 2.2. Neraca massa di sekitar <i>mixer 1</i>	32
Tabel 2.3. Neraca massa di sekitar reaktor	32
Tabel 2.4. Neraca massa di sekitar <i>flash distillation 1</i>	33
Tabel 2.5. Neraca massa di sekitar <i>flash distillation 2</i>	33
Tabel 2.6. Neraca massa di sekitar menara destilasi.....	34
Tabel 2.7. Neraca massa di sekitar <i>mixer 2</i>	34
Tabel 2.8. Neraca Massa Total.....	35
Tabel 2.9. Neraca panas masuk <i>mixer 1</i>	36
Tabel 2.10. Neraca panas arus <i>recycle</i> dari menara destilasi.....	36
Tabel 2.11. Neraca panas arus <i>recycle</i> dari <i>flash distillation 2</i>	37
Tabel 2.12. Neraca panas keluar <i>mixer 1</i>	37
Tabel 2.13. Neraca panas masuk HE-01	38
Tabel 2.14. Neraca panas keluar HE-01	39
Tabel 2.15. Neraca panas masuk reaktor	40
Tabel 2.16. Neraca panas keluar reaktor.....	40
Tabel 2.17. Neraca panas komponen yang bereaksi	41
Tabel 2.18. Neraca panas masuk HE-02	42
Tabel 2.19. Neraca panas keluar HE-02	42
Tabel 2.20. Neraca panas masuk <i>flash distillation 1</i>	43
Tabel 2.21. Neraca panas keluar <i>flash distillation 1</i>	43
Tabel 2.22. Neraca panas penguapan <i>flash distillation 1</i>	44
Tabel 2.23. Neraca panas masuk HE-03	44
Tabel 2.24. Neraca panas keluar HE-03	45
Tabel 2.25. Neraca panas masuk <i>flash distillation 2</i>	45

Tabel 2.26. Neraca panas keluar <i>flash distillation 2</i>	46
Tabel 2.27. Neraca panas panas penguapan <i>flash distillation 2</i>	46
Tabel 2.28. Neraca panas masuk menara destilasi.....	47
Tabel 2.29. Neraca panas keluar menara destilasi	47
Tabel 2.30. Neraca panas penguapan di menara destilasi.....	48
Tabel 2.31. Panas yang dibawa <i>vapour</i> pada menara destilasi	48
Tabel 2.32. Panas yang dibawa <i>refluks</i> pada menara destilasi.....	49
Tabel 2.33. Panas hasil bawah <i>flash distillation 2</i>	50
Tabel 2.34. Panas hasil bawah menara destilasi	50
Tabel 2.35. Neraca panas masuk HE-04	51
Tabel 2.36. Neraca panas keluar HE-04	51
Tabel 6.1. Indeks harga alat	127

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Kegunaan akrilamid	2
Gambar 1.2. Hubungan tahun dengan kebutuhan impor akrilamid di Indonesia	5
Gambar 1.3. Skema sederhana proses pembuatan akrilamid	20
Gambar 2.1. Blok diagram pembuatan akrilamid	31
Gambar 2.2. Diagram Alir Kuantitatif	55
Gambar 2.3. Diagram Alir Kualitatif	56
Gambar 2.4. Diagram Alir Proses	57
Gambar 2.5. Tata letak pabrik	58
Gambar 2.6. Layout peralatan proses	59
Gambar 4.1. Skema pengolahan air laut	103
Gambar 4.2. Skema pengolahan air tanah untuk proses dan umpan boiler	104
Gambar 4.3. Skema pengolahan air tanah untuk konsumsi dan sanitasi	105
Gambar 5.1. Struktur Organisasi Pabrik Akrilamid	124
Gambar 6.1. Hubungan % kapasitas dengan jenis-jenis biaya	135

INTISARI

Noviana Kus Yuniati, Prarancangan Pabrik Akrilamid dengan Proses Hidrolisa Akrilonitril Kapasitas 10.000 ton/tahun

Akrilamid dibuat dengan cara mereaksikan antara akrilonitril dan air pada suhu 80 °C dan tekanan 3 atm di dalam reaktor *fixed bed multitube* non isothermal, non adiabatik. Komposisi umpan masuk reaktor adalah 7 % berat akrilonitril. Umpan masuk dari bagian bawah reaktor menuju *tube-tube* reaktor yang berisi katalis *raney copper*. Reaksi hidrolisa terjadi pada *tube-tube* reaktor dan bersifat eksotermis, sehingga untuk menurunkan suhu akibat timbulnya panas reaksi digunakan pendingin yang melewati bagian shell reaktor. Pendingin yang digunakan adalah air laut.

Pabrik akrilamid ini dirancang dengan kapasitas 10.000 ton / tahun. Bahan baku yang dibutuhkan adalah akrilonitril dengan 99,5 % berat, sebanyak 471,30321 kg / jam dan air sebanyak 791,284 kg/jam. Produk yang dihasilkan berupa larutan akrilamid 50 % dengan jumlah produksi 10.000 ton / tahun.

Lokasi pabrik direncanakan di kawasan industri Cilegon, Banten dan dibangun diatas tanah dengan luas 30.000 m². Pabrik beroperasi selama 24 jam per hari dan 330 hari per tahun. Jumlah kebutuhan tenaga kerja sebanyak 131 orang.

Kebutuhan utilitas meliputi air laut sebagai pendingin sebanyak 255,6991 m³/jam, air tanah 6,2845 m³/jam, bahan bakar (solar) sebanyak 450,078 L/jam dan kebutuhan listrik sebesar 265,45 kW.

Pabrik direncanakan mulai dikonstruksi tahun 2008. Modal tetap pabrik sebesar US \$ 4.492.335,55 dan Rp. 46.240.437.270,04 sedangkan modal kerjanya sebesar US \$ 2.854.596,20 dan Rp. 8.160.723.257,35. Biaya produksi total per tahun adalah sebesar US \$ 7.972.861,00 dan Rp58.698.471.954,58. Evaluasi ekonomi menunjukkan bahwa : *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak 32,38 %, sesudah pajak 19,43 %, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 2,36 tahun, sesudah pajak 3,4 tahun, *Break Event Point* (BEP) 45,07 %, *Shut Down Point* (SDP) 23,01 % dan *Discounted Cash Flow* (DCF) 19,5 %.

Dari hasil evaluasi ekonomi tersebut, pabrik dari akrilonitril dan air dengan kapasitas 10.000 ton / tahun cukup layak untuk dipertimbangkan pendiriannya di Indonesia.



BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

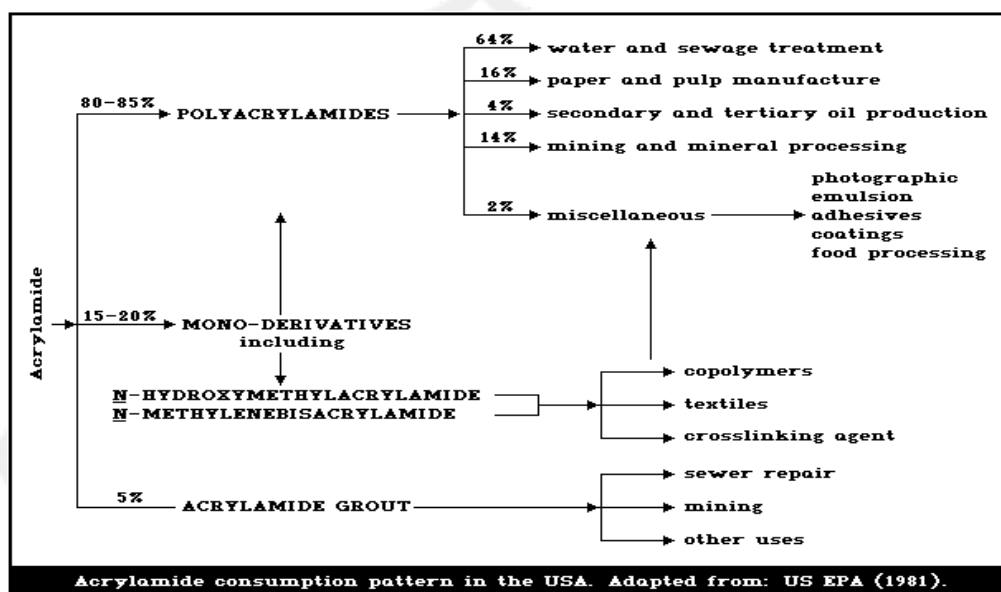
Memasuki era perdagangan bebas, Indonesia dituntut untuk mampu bersaing dengan negara lain dalam bidang industri. Perkembangan industri di

Indonesia sangat berpengaruh terhadap perkembangan ekonomi di Indonesia. Sektor industri kimia banyak memegang peranan dalam memajukan perindustrian di Indonesia. Inovasi proses produksi maupun pembangunan pabrik baru bertujuan untuk mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap produk luar negeri dan menambah devisa negara sangat diperlukan, salah satunya adalah dengan pembangunan pabrik akrilamid.

Akrilamid dengan rumus molekul C_3H_5NO merupakan turunan dari asam karboksilat dan menjadi senyawa yang paling penting dalam kelompok akrilat dan metakrilat amid. Bahan ini mulai diperdagangkan sejak tahun 1954 dan berkembang pesat sejak saat itu. Akrilamid merupakan senyawa antara yang sangat penting pada awal tahun 1950 ketika ditemukan bahwa “*height molekular weight*” poliakrilamid merupakan *flocculant* yang baik. Penggunaan yang terpenting adalah sebagai bahan tambahan untuk pembuatan kertas, *oil recovery*, *flocculant*, dan *thickeners*. Sebagian digunakan untuk mempromosikan adhesi, meningkatkan titik lunak dan *solvent resistance* dari resin. Akrilamid sering digunakan sebagai komponen dari sistem *photo polimerizable*. (Kirk Othmer, 1991)

Kegunaan terbesar akrilamid dan turunannya adalah untuk produksi polimer dan kopolimer. Poliakrilamid digunakan sebagai *flocculant* untuk memisahkan padatan dari larutan dalam proses penambangan, pembuangan limbah industri dan pemurnian air. (WHO, 1985). Turunan akrilamid lain yang diproduksi secara komersial adalah N-Hidrosimetilakrilamid dan N-

Metilenbisakrilamid. N-Hidrosimetilakrilamid digunakan sebagai *crosslinking agent* dalam industri tekstil sedangkan N-Metilenbisakrilamid digunakan sebagai kopolimer pada *acrylamide grout* dan pembuatan *photo-polymer printing plates*. Kegunaan akrilamid dapat dilihat pada gambar 1.1.



Gambar 1.1. Kegunaan Akrilamid

(WHO, 1985)

Dari bermacam-macam kegunaan akrilamid tersebut, dapat dikatakan kebutuhan akrilamid semakin meningkat karena industri yang menggunakan senyawa tersebut semakin berkembang. Pada saat ini sebagian kebutuhan akrilamid di Indonesia sebagian besar masih didatangkan dari luar negeri, diantaranya dari Amerika Serikat, Jepang, Korea. (Badan Pusat Statistik, 2000)

Semakin meningkatnya perkembangan industri kimia di Indonesia, maka diperkirakan permintaan akrilamid sebagai bahan baku, maupun bahan pembantu

pada tahun-tahun mendatang juga akan meningkat. Oleh karena itu, pabrik akrilamid perlu didirikan dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- ❖ Dapat menghemat devisa negara, dengan adanya pabrik akrilamid di dalam negeri maka impor akrilamid dapat dikurangi.
- ❖ Dapat menambah devisa negara dengan mengekspor sebagian hasil produksi akrilamid ke luar negeri.
- ❖ Membuka lapangan pekerjaan baru pada penduduk disekitar wilayah industri yang akan didirikan.
- ❖ Dapat memicu berdirinya pabrik-pabrik baru yang menggunakan bahan baku akrilamid.
- ❖ Bahan baku akrilonitril yang selalu tersedia dan harga produk yang lebih tinggi daripada harga bahan baku dapat memberikan keuntungan secara ekonomi.

Tabel 1.1 Harga produk dan bahan baku pembuatan akrilamid

Nama Bahan	Harga (\$ per pound)
Akrilonitril	0,53
Akrilamid	1,76-1,81

(Anonim,2002)

Sekitar 70 % produksi akrilamid di dunia berada di USA, Eropa Barat dan Jepang. USA dan Eropa Barat menggunakan 48 % akrilamid yang dihasilkan di dunia. Tingkat kebutuhan akrilamid di USA bertambah sekitar 3,5 % per tahun

dan sebesar 3,5-4 % di Eropa Barat. Penggunaan akrilamid di Jepang meningkat setiap tahun meskipun kurang dari 1 %. Sedangkan di negara-negara lain kebutuhan akrilamid meningkat sebesar 4-5 %. (Anonim,2000)

1.2. Penentuan Kapasitas Produksi

Penentuan kapasitas produksi perancangan pabrik akrilamid berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

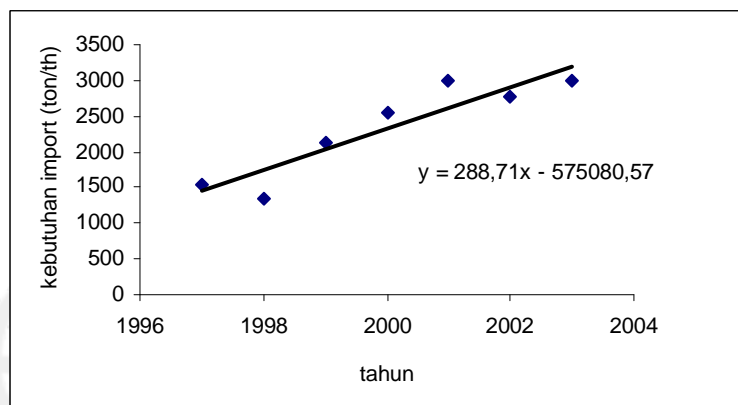
1. Prediksi kebutuhan akrilamid di Indonesia

Berdasarkan data impor akrilamid di Indonesia dapat dilihat bahwa kebutuhan akrilamid masih cukup besar. Hal ini dapat dilihat pada tabel 1.2 :

Tabel 1.2. Data import akrilamid di Indonesia

Tahun	Kebutuhan Impor (kg/th)	Kebutuhan Impor (ton/th)
1997	1.532.136	1.532,136
1998	1.347.956	1.347,956
1999	2.131.017	2.131,017
2000	2.554.171	2.554,171
2001	2.984.849	2.984,849
2002	2.764.851	2.764,851
2003	2.997.513	2.997,513

(BPS Industri Perdagangan Besar dan Menengah)



Gambar 1.2 Hubungan tahun dengan kebutuhan impor akrilamid di
Indonesia

Dari Gambar 1.2 dengan menggunakan data kebutuhan impor akrilamid di Indonesia setiap tahun dapat diperoleh persamaan regresi yaitu $y = 288,71x - 575080,57$ dengan nilai $x =$ tahun dan $y =$ kebutuhan impor, sehingga dengan persamaan regresi tersebut dapat dihitung kebutuhan impor akrilamid pada tahun 2010 adalah sebesar 5226,53 ton.

2. Kapasitas pabrik yang sudah ada

Daftar pabrik akrilamid yang sudah ada dapat dilihat pada Tabel 1.3

Tabel 1.3. Daftar pabrik akrilamid di dunia

Nama Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
Ciba specialties, Suffolk, Va, USA	14.968
Cytex Industries, Avondale, La, USA	40.823
Ondeo Nalco, Garyville, La, USA	15.875
S.N.F.Floerger, Riceboro, Ga, USA	64.863

Yongsan Mitsui Chemical, Inc, Korea	5.000
Mitsui Eterindo Chemical, Indonesia	5.000
Mitsui Chemical, Japan	40.000
Nitto Chemical, Japan	20.000

(Anonim,2002)

3. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku pembuatan akrilamid adalah akrilonitril dan air. Akrilonitril dapat diimpor dari Singapura.

Berdasarkan faktor prediksi kebutuhan impor akrilamid di Indonesia pada tahun 2010 kebutuhan akrilamid meningkat menjadi 5226,53 ton. Sedangkan pabrik yang sudah berdiri dengan proses yang sama yaitu PT. Mitsui Eterindo Chemical, Indonesia memproduksi dengan kapasitas sebesar 5000 ton/tahun. Ketersediaan bahan baku yaitu akrilonitril juga dapat diperoleh dari Singapura. Berdasarkan ketiga faktor tersebut, maka akan didirikan pabrik akrilamid pada tahun 2010 dengan kapasitas 10.000 ton/th untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sisanya untuk diekspor.

1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik

Pabrik yang akan didirikan berlokasi di kawasan industri Cilegon, Banten. Faktor – faktor yang mempengaruhi dalam pemilihan lokasi pabrik di daerah Cilegon, Banten antara lain :

1.3.1. Faktor Primer

1.3.1.1. Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan operasi sehingga keberadaannya harus benar – benar diperhatikan. Akrilonitril yang menjadi bahan baku utama diperoleh dengan impor dari Singapura. Sehingga dipilih kawasan industri Cilegon yang letaknya berdekatan dengan pantai untuk meminimalkan biaya transportasi pengangkutan barang.

1.3.1.2. Pemasaran

Pemasaran produk adalah untuk diekspor setelah kebutuhan dalam negeri terpenuhi. Oleh karena itu lokasi pabrik berada di dekat pantai sehingga dapat mengurangi biaya transportasi produk dari pabrik ke kapal pengangkut untuk dipasarkan ke tempat tujuan. Selain itu, Cilegon merupakan daerah sentra industri dan padat penduduk sehingga tidak akan mengalami masalah pemasaran yang berarti di dalam negeri.

1.3.1.3. Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan adalah keperluan listrik, air, dan bahan bakar. Kebutuhan tenaga listrik didapat dari PLN setempat dan dari generator pembangkit yang dibangun sendiri. Kebutuhan air dapat diambil dari laut. Kebutuhan bahan bakar dapat diperoleh dari Pertamina atau distributornya.

1.3.1.4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan diperoleh dari masyarakat sekitar selain tenaga ahli yang harus didatangkan dari luar.

1.3.1.5. Transportasi dan Telekomunikasi

Transportasi dan telekomunikasi di daerah Cilegon, Banten cukup baik, sehingga arus barang dan komunikasi dapat berjalan dengan lancar. Transportasi, baik darat, laut, maupun udara cukup baik dan relatif mudah diperoleh.

1.3.2. Faktor Sekunder

1.3.2.1. Buangan Pabrik

Hasil buangan pabrik diolah terlebih dahulu agar tidak mencemari lingkungan. Buangan air pendingin yang berasal dari laut bisa dialirkan kembali ke laut.

1.3.2.2. Kebijakan Pemerintah

Cilegon merupakan kawasan industri dan berada dalam teritorial Negara Indonesia sehingga secara geografis pendirian pabrik di kawasan tersebut tidak bertentangan dengan kebijakan pemerintah.

1.3.2.3. Keadaan Masyarakat Sekitar

Daerah Cilegon, Banten merupakan merupakan kawasan industri, sehingga masyarakat di daerah Cilegon sudah terbiasa dengan lingkungan perindustrian dan dapat menerima kehadiran pabrik baru.

1.4. Tinjauan Pustaka

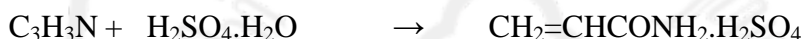
1.4.1. Macam-macam Proses Pembuatan Akrilamid

Terdapat 3 jenis proses komersial yang dikembangkan dengan menggunakan bahan baku yang sama, yaitu akrilonitril (C_3H_3N)

- Proses pembuatan akrilamid dengan metode asam sulfat

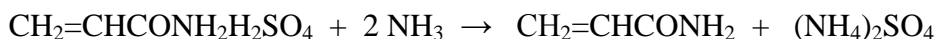
Merupakan metode konvensional dengan mereaksikan akrilonitril dengan asam sulfat monohidrat ($H_2SO_4 \cdot H_2O$) yang diikuti dengan pemisahan produk dari garam sulfat menggunakan netralisasi basa atau *ion exclusion column*. Proses ini menggunakan sejumlah akrilonitril, air dan asam sulfat monohidrat dengan perbandingan mol sama direaksikan membentuk akrilamid sulfat.

Reaksi yang terjadi :



Proses ini menghasilkan yield monomer yang cukup besar, baik dalam bentuk kristal maupun larutan. Tapi proses ini juga menghasilkan produk sulfat yang tidak dikehendaki. Reaksi biasanya berlangsung pada *run in glass-line equipment* pada $90-100^\circ C$ dengan waktu tinggal 1 jam. Reaksi yang terjadi sangat eksotermis. Semakin lama waktu tinggal dan semakin tinggi suhu dapat menaikkan selektivitas dari impuritas, terutama polimer dan asam akrilat. Akrilamid sulfat yang dihasilkan dinetralkan dengan penambahan amonia hingga dihasilkan kristal akrilamid dan amonium sulfat sebagai hasil samping.

Reaksi yang terjadi :



Bagian tersulit dan mahal dari proses ini adalah langkah pemisahan akrilamid dengan amonium sulfat, pada proses ini sulit diperoleh kemurnian yang

tinggi. Pada saat ini proses ini tidak lagi digunakan untuk memproduksi akrilamid secara komersial. (Kirk Othmer,1991)

- Proses pembuatan akrilamid dengan proses biologi

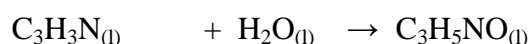
Dikembangkan oleh Nitto Chemical Industry pada tahun 1985 menggunakan mikroorganisme untuk menghasilkan akrilamid dari akrilonitril dengan proses hidrolisa enzimatis. Reaksi ini menggunakan katalis *nitrile hidralase* yaitu enzim *nitriasiacally active* yang dihasilkan oleh mikroorganisme, seperti *Corynebacterium* N-774 strain, *Bacillus*, *Bacteridium*, *Micrococcus*, *Nocardia*, dan *Pseudomonas*. Jenis bakteri yang dikembangkan adalah *Rhodococcus rhodochous*, yang dapat meningkatkan kapasitas dari 6000 ton/th menjadi 20.000 ton/th. Reaksi ini dijalankan pada suhu 0-15 °C dan pH 7-9 dengan konversi yang hampir sempurna dan produk samping seperti asam akrilat dalam jumlah kecil. (Kirk Othmer,1991)

- Proses pembuatan akrilamid dengan hidrolisa katalitik

Untuk mengatasi kelemahan pada metode asam sulfat, maka dikembangkan proses pembuatan akrilamid dengan menggunakan katalis padat, misalnya dengan menggunakan mangan dioksida, tembaga oksida, tembaga krom oksida, *raney copper*, logam tembaga dikombinasikan dengan ion kupri atau kupro.. Proses ini menghasilkan selektivitas hampir 100%, tergantung dari jenis katalis yang digunakan. (US, Patent, 1978). *Raney copper* adalah katalis yang paling populer karena memiliki *surface area* dan aktivitas katalis yang lebih tinggi dibanding dengan jenis katalis tembaga yang lain. (Anonim, 1994). Katalis

raney copper terdiri dari 2-45% berat aluminium dengan kisaran diameter 0,02-0,5 *inchi* dan memiliki aktivitas relatif sebesar 2. (*US Patent, 1978*).

Reaksi :



Reaksi terjadi pada kisaran suhu 70-120 °C. Proses ini mempunyai beberapa keuntungan dibandingkan dengan metode asam sulfat, yaitu tidak adanya produk samping reaksi sehingga proses pemurnian yang mahal dapat dihindari dan terjadi peningkatan konversi dari 80% dengan metode asam sulfat menjadi 97%. (*WHO, 1985*). Komposisi umpan masuk reaktor berkisar antara 5-60% berat akrilonitril dengan kelarutan maksimal akrilonitril dalam air sebesar 7% berat. Akrilonitril yang tidak terkonversi dipisahkan dengan *steam stripping* atau destilasi. Produk yang dihasilkan berupa larutan akrilamid 50%. (*US Patent, 1979*)

Dari bermacam-macam proses pembuatan akrilamid yang telah diuraikan diatas, maka dipilih proses hidrolisa katalitik pada fase cair dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Selektivitas tinggi, yaitu mendekati 100 %.
2. Tidak ada produk samping, sehingga proses pemisahan lebih mudah.
3. Proses dan peralatan sederhana sehingga biaya produksi dan investasi rendah.

1.4.2. Kegunaan Produk

No	Prosentase jumlah akrilamid yang digunakan	Produk yang dihasilkan

1.	80-85 %	Poliakrilamid
2.	15-20 %	N-Hidrosimetilakrilamid N-Metilenebisakrilamid
3.	5 %	<i>Acrylamide Grout</i>

(WHO,1985)

1.4.3. Sifat Fisika dan Kimia

1.4.3.1. Bahan Baku

- Akrilonitril (C_3H_3N)

a. Sifat Fisis

berat molekul	: 53,064 gr/grmol
densitas	: 0,806 g/cm ³ (20 °C)
titik beku	: -83,5 °C
titik didih	: 77,3 °C
tekanan uap	: 11,5 kPa (20 °C)
tekanan kritis	: 3,54 MPa
temperatur kritis	: 246 °C
volume kritis	: 3,798 cm ³ /g
densitas kritis	: 0,2503 g/cm ³
viscositas	: 0,34 cP (25 °C)
titik nyala	: 0 °C

panas pembentukan, cair	: 150 kJ/mol (25 °C)
energi bebas pembentukan, gas	: 195 kJ/mol (25 °C)
kapasitas panas molar, cair	: 2,09 kJ/(kg °K)

b. Sifat Kimia

Reaksi pada akrilonitril terjadi pada ikatan rangkap karbon dan atau pada bagian nitril. Homopolimer dan kopolimer paling mudah terjadi pada fase cair.

Reaksi-reaksi yang terjadi pada akrilonitril diantaranya :

- Hidrolisa dengan asam sulfat menjadi akrilamid sulfat ($C_3H_5NO.H_2SO_4$) dan dapat berubah menjadi akrilamid dengan netralisasi menggunakan basa.
- Hidrolisis total menghasilkan asam akrilat dengan menggunakan asam mineral/basa.
- Hidrolisis parsial menghasilkan akrilamid dengan menggunakan katalis tembaga maupun biokatalisator.
- Adisi *Diels-Alder* membentuk produk senyawa siklis.
- Hidrogenasi dengan menggunakan katalis metal menghasilkan propionitrile (C_3H_5N) dan propilamina (C_3H_9N).
- Hidrodimerisasi menghasilkan adiponitrile.
- Adisi halogen menghasilkan dihalopropionitrile.

(Kirk Othmer, 1991)

- Air (H₂O)

- a. Sifat Fisis

berat molekul	: 18 gr/gmol
densitas	: 0,99823 g/cm ³ (20 °C)
titik beku	: 0 °C
titik didih	: 100 °C (101,3 kPa)
tekanan kritis	: 220,55 bar
temperatur kritis	: 374 °C
viscositas	: 0,6985 cp
indeks bias	: 1,333
kapasitas panas	: 4,185 kJ/(kg °K) (20 °C)

- b. Sifat Kimia

- Mudah melarutkan zat-zat baik cair, padat, maupun gas.
- Merupakan reagent penghidrolisa pada proses hidrolisa.

(Kirk Othmer, 1991)

1.4.3.2. Bahan Pembantu

- Katalis

jenis	: <i>raney copper</i>
bentuk	: granular
ukuran	: 0,02-0,5 in
berat jenis (bulk)	: 1,2844 gr/ml
kadar	: 55% Cu, 45% Al

(GFS Chemicals Inc, 1999)

1.4.3.3. Produk

- Akrilamid (C_3H_5NO)

b. Sifat Fisis

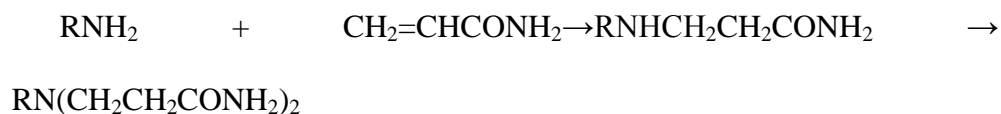
berat molekul	: 71,08 gr/grmol
densitas	: 1,038 g/cm ³ (25/4 °C)
titik kristalisasi	: -8-13 °C
titik didih	: 99-104 °C (101,3 kPa)
tekanan uap	: 27,93 kPa (70 °C)
viscositas	: 2,71 cp (25 °C)
titik nyala	: 138 °C
<i>specific gravity</i>	: 1,0412 (25 °C)
pH	: 5,0-6,5
panas polimerisasi	: -85,4 kJ/mol

b. Sifat Kimia

Akrilamid merupakan monomer yang memiliki ikatan rangkap yang reaktif dan ikatan amida. Sehingga reaksi yang terjadi pada akrilamid juga melibatkan kedua jenis ikatan tersebut.

Berikut ini beberapa jenis reaksi pada akrilamid :

- Reaksi nonkatalis akrilamid dengan amina primer menghasilkan produk mono atau bis.

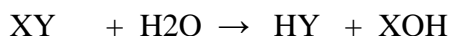


- Bereaksi dengan natrium sulfit atau bisulfit menghasilkan natrium-β-sulfopropionamid.
- Bereaksi dengan keton aktif menghasilkan *adducts* yang akan berubah menjadi *lactam*. *Lactam* dapat terhidrolisa menjadi asam propionat.
- Pada kondisi asam, akrilamid dapat dipisahkan dari air dengan cara klorinasi.
- Bereaksi dengan *Dienes* membentuk *Diels-Alder*.
- Akrilamid dapat teroksidasi menggunakan katalis *osmium tetraoxide* menghasilkan glikol dengan natrium hipoklorit.
- Oksidasi akrilamid tanpa katalis menghasilkan N-vinil-N'-akrilolurea.
- Bereaksi dengan asam sulfat berkonsentrasi menghasilkan garam akrilamid sulfat yang apabila reaksi dilanjutkan dengan alkohol akan menghasilkan akrilat ester.
- Dehidrolisa akrilamid menggunakan mangan dioksida atau fosfor pentaoksida pada 500 °C menghasilkan akrilonitril.
- Aldehid bereaksi dengan akrilamid pada kondisi netral atau basa menghasilkan N-metilolakrilamid.

(Kirk Othmer, 1991)

1.4.4. Tinjauan Umum Proses

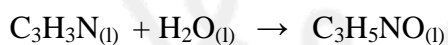
Secara umum hidrolisa merupakan proses dekomposisi dengan air, hidrogen bergabung dengan komponen yang satu dan ion hidroksil bergabung dengan komponen yang lain hasil dekomposisi.



Reaksi hidrolisa banyak dipakai dalam industri untuk memecah suatu senyawa mejadi senyawa lain. Kadang-kadang untuk senyawa tertentu reaksi hidrolisa dilakukan tidak sempurna atau dengan hidrolisa parsial seperti reaksi pembuatan akrilamid dari akrilonitril dengan pengaturan kondisi operasi dan jenis katalis yang tepat. Reaksi hidrolisa sempurna pada akrilonitril menggunakan katalis asam akan menghasilkan produk asam akrilat.

Reaksi hidrolisa akrilonitril merupakan reaksi eksotermis fase cair-cair dengan katalis padat (*Kirk Othmer, 1991*). Reaksi menggunakan reaktor *fixed bed multitube* dengan katalis *raney copper* dan menghasilkan produk akhir berupa larutan akrilamid 50 %.

Reaksi :

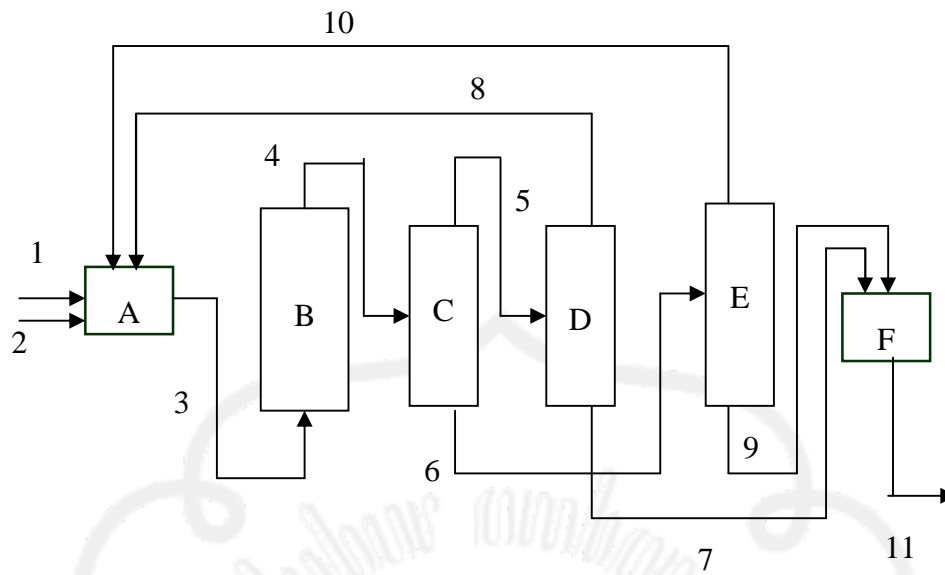


Secara umum proses pembuatan akrilamid adalah sebagai berikut :

Mula-mula bahan baku akrilonitril dan air menuju tangki pencampur 1. Pada tangki pencampur 1 ini juga ditambahkan arus *recycle* akrilonitril dan air dari *flash distillation 2* dan menara destilasi. Perbandingan umpan masuk reaktor adalah 7% berat akrilonitril dalam air (*Patent, 1983*). Larutan umpan 7% berat akrilonitril dimasukkan ke dalam reaktor *fixed bed multitube*. (*Kirk Othmer,*

1991). Dengan suhu masuk reaktor $80\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan masuk reaktor 3 atm yang diatur agar reaksi tetap pada fase cair. Di sini terjadi proses hidrolisa akrilonitril menjadi akrilamid dengan adanya katalis *raney copper* pada pipa-pipa reaktor. (Patent, 1975). Pada reaksi ini tidak ada hasil samping. Reaksi yang terjadi adalah eksotermis, sehingga digunakan reaktor *fixed bed multitube* dengan aliran pendingin berupa air di dalam *shell* reaktor untuk menyerap panas reaksi. Produk reaktor yang terdiri atas akrilamid, sisa reaktan akrilonitril dan air kemudian dialirkan ke unit separasi dan pemurnian. Produk reaktor dimurnikan dalam *flash distillation 1* untuk menguapkan akrilonitril sebanyak 82,735 %. Hasil atas *flash distillation 1* ini, kemudian masuk *flash distillation 2*, sementara hasil bawah *flash distillation 1* masuk ke menara destilasi. Produk diperoleh dengan mencampurkan hasil bawah *flash distillation 2* dengan hasil bawah menara destilasi dalam tangki pencampur 2. Sementara hasil atas *flash distillation 2* dan hasil atas menara destilasi masuk menuju tangki pencampur 1 sebagai arus *recycle*. Produk keluar dari tangki pencampur 2 diturunkan suhunya dengan HE, untuk selanjutnya ditampung dalam tangki penyimpanan produk pada tekanan 1 atm, suhu $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ pada fase cair.

Proses ini dapat digambarkan dalam skema sederhana sebagai berikut :



Gambar 1.1. Skema sederhana proses pembuatan akrilamid

Keterangan :

A = Tangki pencampur 1

B = Reaktor

C = *Flash Distillation 1*

D = *Flash Distillation 2*

E = Menara Destilasi

F = Tangki pencampur 2

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK

2.1.1 Bahan Baku

2.1.1.1 Akrilonitril

Bentuk	: cair
Warna, maks	: 15 APHA
<i>Specific gravity</i>	: 0,799-0,802
pH 5 % <i>aqueous</i>	: 6-7,5
Titik didih	: 77,3 °C
Komposisi bahan	: 99,5 % akrilonitril 0,5 % air

(Actetsme, 1997)

2.1.1.2 Air

Bentuk	: cair
Warna	: jernih
O ₂ terlarut, maks	: 1 ppm
Silika, maks	: 0,02 ppm
PH	: 7-7,5

(Kirk Othmer, 1991)

2.1.2 Produk

2.1.2.1 Akrilamid 50 % larutan

Bentuk	: cair
--------	--------

Warna	: jernih
Akrlamid	: 48-52 %
pH	: 5-6,5
Titik didih	: 104 °C
Komposisi bahan	: 49,99 % akrilamid 50 % air 0,001 % akrilonitril

(CCOHS, 1996)

2.1.3 Bahan Pendukung

2.1.3.1 Katalis

Jenis	: <i>raney copper</i>
Bentuk	: granular
Diameter	: 0,02-0,5 inchi : 0,000508-0,0127 meter
Kadar	: 55% Cu, 45% Al
Berat jenis (bulk)	: 1,2844 gr/ml
Porositas	: 0,387

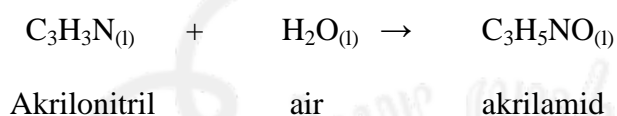
(GFS Chemical Inc, 1999)

2.2 KONSEP PROSES

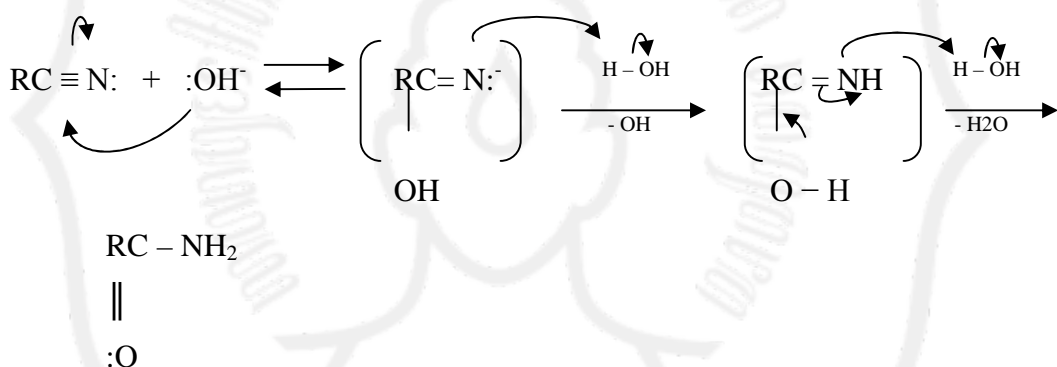
2.2.1 Dasar Reaksi

Reaksi pembuatan akrilamid dari akrilonitril dan air merupakan reaksi eksotermis. Kondisi operasi masuk reaktor pada suhu 80°C dan tekanan 3 atm. Konversi reaksi sebesar 97%. (WHO,1985). Reaksi berjalan baik pada reaktor *fixed bed multitube* pada fase cair. (Kirk Othmer,1991). Kondisi reaksi adalah non isothermal, non adiabatik. (Anonim, 1994)

Reaksi yang terjadi adalah :



2.2.2 Mekanisme Reaksi



(Fessenden and Fessenden, 1999)

2.2.3 Tinjauan Kinetika

Konstanta kecepatan reaksi orde satu dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$k = 1,36 \times 10^6 \exp(-15.000/RT)$$

(Anonim, 1994)

dimana, k : konstanta kecepatan reaksi (detik⁻¹)

R : konstanta gas ideal = 1,987 cal/mol. K

T : suhu (K)

Persamaan kecepatan reaksi dapat menunjukkan pengaruh temperatur dan katalis terhadap reaksi.

- Pengaruh temperatur

Jika temperatur meningkat, maka kecepatan reaksi berlangsung semakin cepat karena harga konstanta kecepatan reaksi (k) semakin besar dan sebaliknya.

- Pengaruh katalis

Adanya katalis mempengaruhi energi aktivasi (E). Energi aktivasi reaksi tanpa katalis akan lebih besar dari pada energi aktivasi reaksi dengan katalis.

Sehingga dengan adanya katalis, reaksi akan berjalan lebih cepat.

2.2.4 Tinjauan Termodinamika

Perhitungan harga tetapan konstanta kesetimbangan (K) dapat ditinjau dari persamaan :

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K$$

Dengan : ΔG° : tenaga Gibbs standart (KJ/mol)

R : tetapan gas ideal

K : konstanta kesetimbangan

(J Smith Vannes, 1975)

Data untuk masing-masing komponen dapat dilihat pada tabel 2.1

Table 2.1 Harga ΔH_f° dan ΔG_f° pada keadaan standart

Komponen	$\Delta H_f^\circ_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}$ (KJ/mol)	$\Delta G_f^\circ_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}$ (KJ/mol)
Akronitril	185	195,31
Air	-241,8	-228,6
Akrlamid	-170	-97,9

(Carl L Yaws, 1999)

Sehingga $\Delta G_f^\circ = \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan}$

$$= -97,9 - (195,31 - 228,6) \text{ KJ/mol}$$

$$= -64,61 \text{ KJ/mol}$$

$$\ln K_{298} = \frac{-\Delta G_f^\circ}{RT}$$

$$\ln K_{298} = \frac{-(-64,61 \text{ KJ/mol})}{8,3144 \text{ J/molK} \cdot 298 \text{ K}}$$

$$\ln K_{298} = 26,07669$$

$$K_{298} = 2,113319 \times 10^{11}$$

Maka nilai K pada T °K dapat dihitung dengan meninjau persamaan kesetimbangan di bawah ini :

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left(-\frac{\Delta H}{R} \right) \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

Dengan:

$$\Delta H_{298} = \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan}$$

$$= (-170) - (185 - 241,8) \text{ KJ/mol}$$

$$= -113,125 \text{ KJ/mol}$$

Sehingga harga K pada suhu 80 °C dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left(-\frac{\Delta H}{R} \right) \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\ln \frac{K_2}{2,113319 \times 10^{11}} = \left(-\frac{(-113,125 \text{ KJ/mol})}{8,3144 \text{ J/molK}} \right) \left(\frac{1}{353} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln K_2 = 33,19045881$$

$$K_2 = 2.59676 \times 10^{14}$$

Karena nilai K_2 pada suhu 80 °C sangat besar, maka reaksi bersifat tidak dapat balik.

Untuk mengetahui sifat reaksi, dapat diketahui dengan menghitung entalpi reaksi total pada T operasi yaitu :

$$\Delta H_{\text{total}} = \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{298} + \Delta H_{\text{produk}}$$

$$\Delta H_{\text{Akrilonitril}} = \int_{298}^{353} C_p dT$$

$$= \int_{298}^{353} 33,362 + 5,8644E - 01T + (-1,8625E - 03)T^2 + 2,4956E - 06T^3 dT$$

$$= 33,362T + 5,8644E - 01 \frac{T^2}{2} - 1,8625E - 03 \frac{T^3}{3} + 2,4956E - 06 \frac{T^4}{4} dT \Big|_{298}^{353}$$

$$= 6221,92799 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_{\text{Air}} = \int_{298}^{353} C_p dT$$

$$= \int_{298}^{353} 92,053 + -3,9953E - 02T + (-2,1103E - 04)T^2 + 5,3469E - 07T^3 dT$$

$$= 4136,2565 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_{\text{Akrilamid}} = \int_{298}^{353} C_p dT$$

$$= \int_{298}^{353} -48,597 + 1,0677T + (-2,3221E - 03)T^2 + 1,9286E - 06T^3 dT$$

$$= 6562,21002 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_{\text{Total}} = \Delta H_{\text{Akrilamid}} + \Delta H_{\text{Akrilonitril}} + \Delta H_{\text{Air}} + \Delta H_{298}$$

$$= (6562,21002 + 6221,92799 + 4136,2565 + (-113,125 \times 1000)) \text{ J/mol}$$

$$= -95851,60549 \text{ J/mol}$$

Jadi reaksi pembentukan akrilamid dari akrilonitril dan air merupakan reaksi eksotermis, karena nilai ΔH total negatif. Dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan akrilamid merupakan reaksi *irreversible* (tidak dapat balik), eksotermis pada temperatur 80 °C.

2.2.5 Kondisi Operasi

Reaksi pembentukan akrilamid dari akrilonitril dan air merupakan reaksi hidrolisa, dijalankan pada reaktor *fixed bed multitube*, yang beroperasi pada tekanan 3 atm dan kisaran suhu 70-120 °C. (WHO,1985)

Adapun kondisi operasi sebagai berikut :

- a. Komposisi akrilonitril masuk reaktor

Komposisi reaktan masuk reaktor adalah 7 % berat akrilonitril . Komposisi ini merupakan komposisi berat dimana seluruh akrilonitril akan terlarut dalam air. Kisaran komposisi reaktan masuk reaktor adalah 5 %-50 % berat akrilonitril. (US Patent, 1981)

b. Temperatur

Kisaran temperatur reaksi adalah 70-120 °C. (WHO,1985). Dipilih suhu masuk reaktor 80 °C. (CCOHS, 1996)

c. Tekanan

Tekanan tidak terlalu berpengaruh pada reaksi. (US Patent,1981). Tekanan masuk reaktor sebesar 3 atm agar reaksi tetap berjalan dalam fase cair.

2.2.6 LANGKAH PROSES

Langkah proses pembuatan akrilamid dapat dikelompokkan dalam tiga tahapan proses :

1. Tahap penyiapan bahan baku
2. Tahap pembentukan akrilamid
3. Tahap pemisahan dan pemurnian hasil

1. Tahap Penyiapan Bahan Baku

Mula-mula bahan baku akrilonitril yang berasal dari tangki penyimpanan (T-01) dan air dari tangki penyimpanan (T-02), yang masing-masing pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm dipompa menuju *mixer 1* (M-01). *Mixer 1* ini juga menerima arus *recycle* (akrilonitril, air dan akrilamid) dari *flash distillation 2* (FD-02) dan menara destilasi (MD). Komposisi umpan masuk reaktor adalah 7% berat akrilonitril. Dari *mixer 1* (M-01) diperoleh diperoleh campuran akrilonitril, air dan akrilamid dengan komposisi 7 % berat akrilonitril yang kemudian dipompa dengan P-03 menuju reaktor.

2. Tahap Pembentukan Akrilamid

Campuran akrilonitril, air dan akrilamid dengan komposisi 7 % berat akrilonitril masuk ke dalam *heat exchanger* (HE-01) untuk diturunkan suhunya menjadi 80° C agar sesuai dengan kondisi operasi reaktor. Kemudian campuran 7 % berat akrilonitril dimasukkan ke dalam reaktor (R) yang merupakan reaktor jenis *fixed bed multitube*. Reaktor bekerja secara non isothermal, non adiabatik dengan suhu umpan reaktor 80 °C dan tekanan umpan 3 atm untuk mempertahankan agar reaksi tetap pada fase cair. Di sini terjadi proses hidrolisa akrilonitril menjadi akrilamid dengan adanya katalis *raney copper* yang mengisi pipa-pipa reaktor. Reaksi yang terjadi adalah eksotermis, sehingga dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pendingin berupa air yang melewati bagian *shell* reaktor. Produk reaktor terdiri atas akrilamid, sisa reaktan akrilonitril dan air.

3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian Hasil

Produk yang keluar dari reaktor berupa campuran akrilamid, akrilonitril dan air . Kemudian produk reaktor masuk ke *flash distillation 1* (FD-01) untuk menguapkan akrilonitril sebanyak 82,735 % pada suhu 393,943886 K dan tekanan 1.83167 atm. Hasil atas *flash distillation 1* (FD-01) ini, kemudian masuk *flash distillation 2* (FD-02) pada suhu 372,99451 K dan tekanan 1 atm, sementara hasil bawah *flash distillation 1* (FD-01) dipompa dengan P-04 menuju menara destilasi (MD). Produk diperoleh dengan mencampurkan hasil bawah *flash distillation 2* (FD-02) dengan hasil bawah menara destilasi (MD) dalam *mixer 2* (M-02). Sementara hasil atas *flash distillation 2* (FD-02) dan hasil atas menara destilasi (MD) masuk menuju *mixer 1* (M-01) sebagai arus *recycle*.

Produk keluar dari *mixer* 2 (M-02) diturunkan suhunya dengan HE-04, untuk selanjutnya ditampung dalam tangki penyimpanan produk (T-03) pada tekanan 1 atm, suhu 30 °C pada fase cair.

2.3 Diagram Alir

Diagram alir ada tiga macam, yaitu :

2.3.1 Diagram Alir Kualitatif

2.3.2 Diagram Alir Kuantitatif

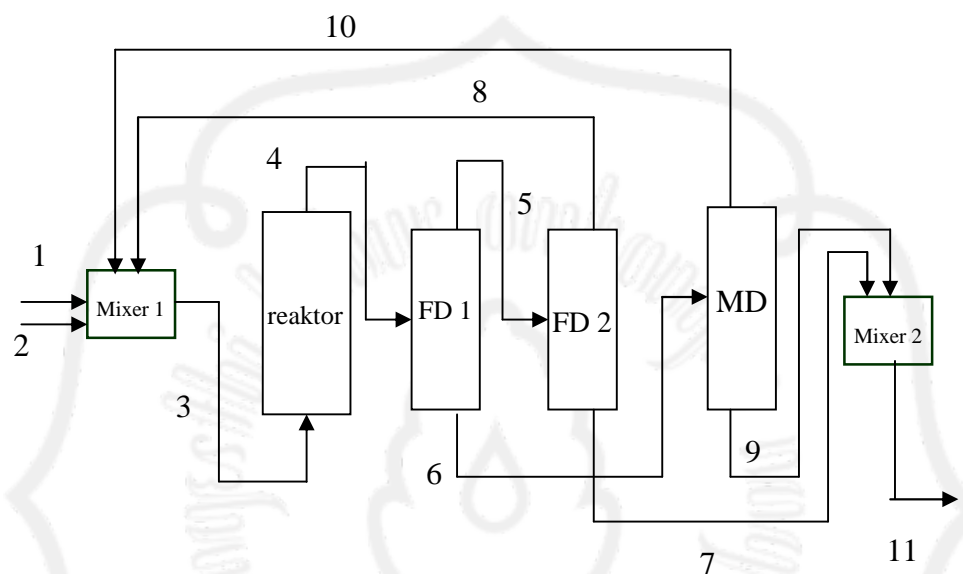
2.3.3 Diagram Alir Proses

Ketiga diagram alir di atas dapat dilihat pada halaman selanjutnya.

2.4 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.4.1 Neraca Massa

Hasil perhitungan bersumber dari lampiran perhitungan (Lampiran B)



Gambar 2.1 Blok Diagram Pembuatan Akrlamid

Dalam perhitungan, diambil dasar-dasar perhitungan sebagai berikut :

- a) Satuan : kg
- b) Basis : 1 jam operasi
- c) Kapasitas Produksi : 10.000 ton/tahun

❖ **Neraca Massa di setiap alat****1. Neraca Massa di sekitar Mixer 1**

Tabel 2.2 Neraca Massa di sekitar Mixer 1

Komp	Input				Output
	arus 1	arus 2	arus 8	arus 10	arus 3
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
C ₃ H ₃ N	471,973		11,930967	2,5161446	485,779
H ₂ O	2,37173	788,332	4196,593797	1458,1588	6446,047
C ₃ H ₅ NO			1,448219834	1,9903118	3,443487
Total	474,345	788,332	4209,331468	1462,6653	6935,26958
Jumlah	6935,26958				6935,26958

2. Neraca Massa di sekitar Reaktor

Tabel 2.3 Neraca Massa di sekitar reaktor

Komponen	Input	Output
	arus 3	arus 4
	kg/jam	kg/jam
C ₃ H ₃ N	485,779	14,57337166
H ₂ O	6446,047	6286,065719
C ₃ H ₅ NO	3,443487	634,630487
Total	6935,26958	6935,26958

3. Neraca Massa di sekitar *flash distillation 1*

Tabel 2.4 Neraca Massa di sekitar *flash distillation 1*

Komp	Input	Output	
	arus 4	arus 5	arus 6
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
C ₃ H ₃ N	14,57337166	12,0572271	2,5161446
H ₂ O	6286,065719	4702,58803	1583,4777
C ₃ H ₅ NO	634.630487	22,2058019	612.3487
Total	6935.26958	4736,85106	2198.342535
Jumlah	6935.26958	6935.26958	

4. Neraca Massa di sekitar *flash distillation 2*

Tabel 2.5 Neraca Massa di sekitar *flash distillation 2*

Komp	Input	Output	
	arus 5	arus 8	arus 7
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
C ₃ H ₃ N	12,0572271	11,930967	0,12626
H ₂ O	4702,58803	4196,593797	505,99423
C ₃ H ₅ NO	22,2058019	1,448219834	20,757582
Total	4736,85106	4209,331468	527,51959

Jumlah	4736,85106	4736,851058
--------	------------	-------------

5. Neraca Massa di sekitar menara destilasi

Tabel 2.6 Neraca Massa di sekitar menara destilasi

Komp	Input		Output	
	arus 6	arus 10	arus 9	
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	
C ₃ H ₃ N	2,516144554	2,5161446	0	
H ₂ O	1583,47769	1458,1588	125,319	
C ₃ H ₅ NO	612,3487	1,9903118	610,358	
Total	2198,342535	1462,6653	735,677	
Jumlah	2198,342535	2198,342535		

6. Neraca Massa di sekitar mixer 2

Tabel 2.7 Neraca Massa di sekitar mixer 2

Komp	Input		Output
	arus 7	arus 9	arus 11
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
C ₃ H ₃ N	0,12626	0	0,12626
H ₂ O	505,99423	125,319	631,3131

C ₃ H ₅ NO	20,757582	610,358	631,187
Total	527,51959	735,677	1262,63
Jumlah	1262,63		1262,63

7. Neraca Massa Total

Tabel 2.8 Neraca Massa Total

Komp	Input		Output
	arus 1	arus 2	arus 11
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
C ₃ H ₃ N	471,973		0,12626
H ₂ O	2,37173	788,332	631,3131
C ₃ H ₅ NO			631,187
Total	474,345	788,332	1262,63
Jumlah	1262,63		1262,63

2.4.2 Neraca Panas

SATUAN : KJ / jam

❖ Neraca Panas di Setiap Alat

1. Neraca Panas di Mixer 1

Tujuan : menghitung suhu keluar mixer 1(M-01)

Neraca panas : $Q_{input} - Q_{output} = 0$

$$Q_{\text{umpan}} + Q_{\text{recycle}} = Q_{\text{output}}$$

✚ Neraca panas masuk mixer 1

a. Umpan segar

$$T = 303.15 \text{ Kelvin}$$

$$T_{\text{ref}} = 298.15 \text{ Kelvin}$$

Tabel 2.9 Neraca Panas Umpan Masuk Mixer 1

Komp	kmol/jam	$\int C_p \cdot dT$	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	8,8944	545,6124	4852,90536
H ₂ O	43,9218	377,4906	16580,04798
C ₃ H ₅ NO	0,0000	574,4621	0
Jumlah	52,8162		21432,953

$$Q_{\text{umpan}} = 21432,953 \text{ KJ/jam}$$

b. *Recycle* dari menara destilasi

$$T = 417,0766518 \text{ Kelvin}$$

$$T_{\text{ref}} = 298,15 \text{ Kelvin}$$

Tabel 2.10 Neraca Panas Arus *Recycle* Dari Menara Destilasi

Komp	kmol/jam	$\int C_p \cdot dT$	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	0,047417167	14285,77701	677,3910756
H ₂ O	80,93687955	9008,608337	729128,6479
C ₃ H ₅ NO	0,02800101	14783,6226	413,956371
Jumlah	81,01229773		730219,9953

c. *Recycle* dari *flash distillation 2*

$T = 372,9945065$ Kelvin

$T_{ref} = 298,15$ Kelvin

Tabel 2.11 Neraca Panas Arus *Recycle* Dari *Flash distillation 2*

Komp	kmol/jam	$\int Cp.dT$	Q(KJ)
C_3H_3N	0,212751598	8625,622531	1835,114973
H_2O	232,9370447	5642,367284	1314316,36
C_3H_5NO	0,020444224	9066,293946	185,3533461
Jumlah	233,1702405		1316336,828

$Q_{recycle} = 2046556,824$ KJ/jam

Total panas masuk mixer 1 = $(2046556,824 + 21432,953)$ KJ

= 2068632,895 KJ

Panas masuk mixer 1 = panas keluar mixer 1

Panas keluar mixer 1 = 2068632,895KJ

Dengan trial diperoleh T keluar mixer 1 = 371,943 Kelvin

✚ Neraca panas keluar mixer 1:

$T = 371,943$ Kelvin

$T_{ref} = 298,15$ Kelvin

Tabel 2.12 Neraca Panas Keluar Mixer 1

Komp	kmol/jam	$\int Cp.dT$	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	9,154587958	8497,011682	77786,64082
H ₂ O	357,7956763	5562,989196	1990413,482
C ₃ H ₅ NO	0,048445235	8933,232221	432,7725312
Jumlah	366,9987095		2068632,895

2. Neraca Panas di HE-01

Tujuan : menghitung jumlah panas yang diserap untuk menurunkan suhu campuran sebelum masuk reaktor.

Neraca panas : Q input - Q output = 0

$$Q \text{ masuk HE} - Q \text{ keluar HE} - Q_{\text{pendingin}} = 0$$

✚ Masuk HE

Panas masuk HE-01 = panas yang dibawa keluaran mixer 1

$$T = 371,943 \text{ Kelvin}$$

$$T_{\text{ref}} = 298,15 \text{ Kelvin}$$

Tabel 2.13 Neraca Panas Masuk HE-01

Komp	kmol/jam	$\int Cp.dT$	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	9,154587958	8497,011682	77786,64082
H ₂ O	357,7956763	5562,989196	1990413,482
C ₃ H ₅ NO	0,048445235	8933,232221	432,7725312

Jumlah	366,9987095	2068632,895
--------	-------------	-------------

Q masuk HE-01 = 2068632,895 KJ/jam

🌈 Keluar HE-01

Panas keluar HE-01 = panas masuk reaktor

T = 353,15 Kelvin

Tref = 298,15 Kelvin

Tabel 2.14 Neraca Panas Keluar HE-01

Komp	kmol/jam	$\int Cp \cdot dT$	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	9,154587958	6223,323515	56971,96251
H ₂ O	357,7956763	4136,199081	1479914,147
C ₃ H ₅ NO	0,048445235	6563,615927	317,9759138
Jumlah	366,9987095		1537204,086

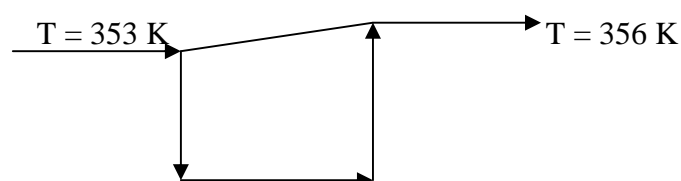
Q keluar HE-01 = 1537204,086

Besarnya panas yang diserap oleh pendingin sebesar =

$(2068632,895 - 1537204,086) = 531428,809$ KJ

3. Neraca panas di Reaktor

Tujuan : menghitung besarnya panas yang dilepas pendingin.



$$\Delta H^{\circ R}$$

$$\Delta H^{\circ P}$$

$$T = 298 \text{ K} \quad \Delta H_R^{\circ} \text{ 298} \quad T = 298 \text{ K}$$

Neraca Panas :

$$\Delta H_R = \Delta H^{\circ R} + H \text{ produk} - H \text{ reaktan}$$

$$= \Delta H^{\circ R} + Q_2 - Q_3$$

Q_2 = panas cairan masuk reaktor

Q_3 = panas cairan keluar reaktor

$\Delta H^{\circ R}$ = panas reaksi standart pada 298 °K

Q pendingin = $-\Delta H_R$

✚ Masuk reaktor

$$T = 353,15 \text{ Kelvin}$$

$$T_{ref} = 298,15 \text{ Kelvin}$$

Tabel 2.15 Neraca Panas Masuk Reaktor

Komp	kmol/jam	$\int C_p \cdot dT$	Q(KJ)
C_3H_3N	9,154587958	6223,323515	56971,96251
H_2O	357,7956763	4136,199081	1479914,147
C_3H_5NO	0,048445235	6563,615927	317,9759138
Jumlah	366,9987095		1537204,086

$$Q_2 = 1537204,086 \text{ KJ/jam}$$

✚ Keluar reaktor

$$T = 356,9735 \text{ Kelvin}$$

Tref = 298,15 Kelvin

Tabel 2.16 Neraca Panas Keluar Reaktor

Komp	kmol/jam	$\int Cp.dT$	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	0,274637639	6676,372956	1833,583304
H ₂ O	348,915726	4423,700401	1543498,637
C ₃ H ₅ NO	8,928397401	7038,058992	62838,58761
Jumlah	358,118761		1608170,808

$Q_3 = 1608170,808$ KJ/jam

✚ Panas reaksi

Tabel 2.17 Neraca Panas Komponen yang Bereaksi

Komponen	kmol/jam	Hf ₂₉₈ (KJ/kmol)	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	8,879952167	185000	1642791,151
H ₂ O	8,879952167	-241800	-2147172,43
C ₃ H ₅ NO	8,879952167	-171000	-1518471,82

$$\Delta H^{\circ}R = \Delta H_{f_{298}} \text{ produk} - \Delta H_{f_{298}} \text{ reaktan}$$

$$= -1036555,7 \text{ KJ}$$

$$\Delta HR = \Delta H^{\circ}R + H \text{ produk} - H \text{ reaktan}$$

$$= -965589 \text{ KJ}$$

$$Q \text{ pendingin} = -\Delta HR$$

$$= 965589 \text{ KJ}$$

Pendingin yang digunakan adalah air

Suhu pendingin masuk, $t_1 = 303,15 \text{ } ^\circ\text{K}$

Suhu pendingin keluar, $t_2 = 312,6579 \text{ } ^\circ\text{K}$

C_p pendingin = $4,181 \text{ KJ/kg.}^\circ\text{K}$

Menghitung kebutuhan pendingin (w) :

$$Q = w \cdot C_p \cdot (t_2 - t_1)$$

$$w = \frac{Q}{C_p \cdot (t_2 - t_1)}$$

$$w = 24486,249 \text{ kg/jam}$$

4. Neraca panas di HE-02

✚ Panas masuk HE-02

Panas masuk HE-02 = panas keluar reaktor

$T = 356,9735 \text{ Kelvin}$

$T_{ref} = 298,15 \text{ Kelvin}$

Tabel 2.18 Neraca Panas Masuk HE-02

Komp	kmol/jam	$\int C_p \cdot dT$	Q(KJ)
C3H3N	0,274637639	6676,372956	1833,583304
H2O	348,915726	4423,700401	1543498,637
C3H5NO	8,928397401	7038,058992	62838,58761
Jumlah	358,118761		1608170,808

$$Q \text{ masuk HE-02} = 1608170,808 \text{ KJ/jam}$$

✚ Panas keluar HE-02

Panas keluar HE-02 = panas masuk *flash distillation 1*

$$T = 389,54 \text{ Kelvin}$$

$$T_{ref} = 298,15 \text{ Kelvin}$$

Tabel 2.19 Neraca Panas Keluar HE-02

Komp	kmol/jam	$\int Cp.dT$	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	0,274637639	64452,52957	17701,09053
H ₂ O	348,915726	32062,8514	11187233,07
C ₃ H ₅ NO	8,928397401	52743,36656	470913,7369
Jumlah	358,118761		11675847,9

$$Q \text{ keluar HE-02} = 11675847,9 \text{ KJ/jam}$$

Jadi besarnya panas yang dilepas oleh pemanas =

$$(11675847,9 - 1608170,808) = 10067677,1 \text{ KJ/jam}$$

5. Neraca panas di *flash distillation 1*

✚ Panas masuk *flash distillation 1* (Q1)

$$T = 389,54 \text{ Kelvin}$$

$$T_{ref} = 298,15 \text{ Kelvin}$$

Tabel 2.20 Neraca Panas Masuk *flash distillation 1*

Komp	kmol/jam	$\int Cp.dT$	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	0,274637639	64452,52957	17701,09053
H ₂ O	348,915726	32062,8514	11187233,07
C ₃ H ₅ NO	8,928397401	52743,36656	470913,7369

Jumlah	358,118761	11675847,9
--------	------------	------------

$$Q_1 = 11675847,9 \text{ KJ/jam}$$

🚦 Panas keluar *flash distillation* 1 (Q2)

🚦 T hasil atas = 393,943 Kelvin

T hasil bawah = 393,943 Kelvin

T ref = 298,15 Kelvin

Tabel 2.21 Neraca Panas Keluar *flash distillation* 1

Komp	Hasil atas			Hasil bawah		
	kmol/jam	$\int Cp.dT$	Q(KJ)	kmol/jam	$\int Cp.dT$	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	0,2272204	6766,197	1537,418663	0,047417	11246,933	533,297709
H ₂ O	261,02287	3254,952	849617,1072	87,89285	7231,9667	635638,203
C ₃ H ₅ NO	0,3134747	8865,945	2779,250401	8,614922	11750,302	101227,946
Jumlah	261,56356		853933,7763	96,55519	30229,202	737399,447

$$Q_2 = (853933,7763 + 737399,447) = 10821914,1 \text{ KJ}$$

🚦 Panas Penguapan *flash distillation* 1 (Q3)

Tabel 2.22 Panas Penguapan *flash distillation* 1

Komp	A	Tc	n	Hvap	kmol/hr	Qvap
C ₃ H ₃ N	41,537	535	0,273	28,86546357	0,2272205	6558,82425
H ₂ O	52,053	647,13	0,321	38,51427122	261,02287	10053105,6
C ₃ H ₅ NO	87,147	710	0,117	79,27342557	0,3134748	24850,2195
Total					261,56357	10084514,7

$$Q_3 = 10084514,7 \text{ KJ}$$

$$\begin{aligned} \text{Total panas keluar flash distillation 1} &= Q_2 + Q_3 \\ &= 11675848 \text{ KJ} \end{aligned}$$

6. Neraca panas di HE-03

✚ Panas masuk HE-03

Panas masuk HE-03 = panas hasil atas *flash distillation 1*

$T = 393,943$ Kelvin

$T_{ref} = 298,15$ Kelvin

Tabel 2.23 Neraca Panas Masuk HE-03

Komp	kmol/jam	$\int Cp.dT$	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	0,22722047	6766,197832	1537,418663
H ₂ O	261,02287	3254,952743	849617,1072
C ₃ H ₅ NO	0,31347478	8865,945808	2779,250401
Jumlah	261,563565		853933,7763

Q masuk HE-03 = 853933,7763 KJ/jam

✚ Panas keluar HE-03

Panas keluar HE-03 = panas masuk *flash distillation 2*

$T = 383,308541$ Kelvin

$T_{ref} = 298,15$ Kelvin

Tabel 2.24 Neraca Panas Keluar HE-03

Komp	kmol/jam	$\int Cp.dT$	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	0,22722047	9901,97205	2249,93076
H ₂ O	261,02287	6423,23955	1676612,42
C ₃ H ₅ NO	0,31347478	10380,1627	3253,91919

Jumlah	261,563565		1682116,27
--------	------------	--	------------

Q keluar HE-03 = 1682116,27 KJ/jam

Jadi besarnya panas yang diserap oleh pendingin =

(1682116,27-853933,7763) = 828182,937 KJ/jam

7. Neraca panas di *flash distillation 2*

✚ Panas masuk *flash distillation 2* (Q1)

T = 383,308541 Kelvin

T_{ref} = 298,15 Kelvin

Tabel 2.25 Neraca Panas Masuk *flash distillation 2*

Komp	kmol/jam	∫C _p .dT	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	0,22722047	9901,97205	2249,93076
H ₂ O	261,02287	6423,23955	1676612,42
C ₃ H ₅ NO	0,31347478	10380,1627	3253,91919
Jumlah	261,563565		1682116,27

Q₁ = 1682116,27 KJ/jam

✚ Panas keluar *flash distillation 2* (Q₂)

✚ T hasil atas = 372,99451 Kelvin

T hasil bawah = 372,99451 Kelvin

T_{ref} = 298,15 Kelvin

Tabel 2.26 Neraca Panas Keluar *flash distillation 2*

Komp	Hasil atas			Hasil bawah		
	kmol/jam	∫C _p .dT	Q(KJ)	kmol/jam	∫C _p .dT	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	0,22484118	5195,3	1110,29	0,002379296	8625,62	116,53

H ₂ O	232,937045	2539,0	591355,23	28,8582549	5642,63	158613,83
C ₃ H ₅ NO	0,02044422	6779,3	105,71	0,293030555	9066,29	2700,68
Jumlah	233,18233		592571,23	28,38123534	8625,62	161431,0

$$Q_2 = (592571,23 + 161431,0) = 754002,27 \text{ KJ}$$

📌 Panas Penguapan *flash distillation 2* (Q₃)

Tabel 2.27 Panas Penguapan *flash distillation 2*

Komp	A	T _c	n	H _{vap}	kmol/hr	Q _{vap}
C ₃ H ₃ N	41,537	535	0,273	31,08367975	0,2248412	6642,906634
H ₂ O	52,053	647,13	0,321	39,50950057	232,93704	920227,3781
C ₃ H ₅ NO	87,147	710	0,117	79,75927356	0,0204442	1243,71231
Total					233,18233	928113,9971

$$Q_3 = 928113,9971 \text{ KJ}$$

$$\text{Total panas keluar } \textit{flash distillation 2} = Q_2 + Q_3$$

$$= 1682116,3 \text{ K}$$

8. Neraca panas di menara destilasi

📌 Panas masuk menara destilasi (Q₁)

$$T = 393,943 \text{ Kelvin}$$

$$T_{ref} = 298,15 \text{ Kelvin}$$

Tabel 2.28 Neraca Panas Masuk menara destilasi

Komp	kmol/jam	$\int Cp \cdot dT$	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	0,04741717	11246,9332	533,29771
H ₂ O	87,8928558	7231,6022	635606,17
C ₃ H ₅ NO	8,61492262	11750,3024	101227,95

Jumlah	96,5551956	737367,41
--------	------------	-----------

$$Q1 = 737367,41 \text{ KJ/jam}$$

🌈 Panas keluar menara destilasi (Q2)

🌈 T hasil atas = 391,9751935 Kelvin

T hasil bawah = 417,0766518 Kelvin

T ref = 298,15 Kelvin

Tabel 2.29 Neraca Panas Keluar menara destilasi

Komp	Hasil atas			Hasil bawah		
	kmol/jam	$\int Cp.dT$	Q(KJ)	kmol/jam	$\int Cp.dT$	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	0,04741717	6617,53269	313,78465	0	22750,66	0
H ₂ O	80,9368795	3187,52641	257988,44	6,955976243	16857,33	117259,17
C ₃ H ₅ NO	0,02800101	8666,38977	242,66767	8,586921612	19846,4	170419,49
Jumlah	81,0122977	18471,4489	258544,89	15,54289786		287678,67

$$Q2 = (258544,89 + 287678,67) = 449293,42 \text{ KJ}$$

🌈 Panas Penguapan menara destilasi

Tabel 2.30 Panas Penguapan di menara destilasi

Data	A	Tc	n	Hvap	kmol/hr	Qvap
C ₃ H ₃ N	41,537	535	0,273	2,90E+04	0,04835	1419,45915

H ₂ O	52,053	647,13	0,321	3,86E+04	82,5339	3228593,67
C ₃ H ₅ NO	87,147	710	0,117	7,93E+07	0,02855	2294997,95
Total					82,6108	5525011,08

$$Q_3 = 5525011,08 \text{ KJ}$$

🌈 Panas yang dibawa *vapour* (Q4)

$$\text{Suhu } vapour = 391,9751935 \text{ Kelvin}$$

Tabel 2.31 Panas yang dibawa *vapour* pada menara destilasi

komp	kmol	$\int Cp.dT$	m. Cp. dT
C ₃ H ₃ N	0,04835	4482,41367	219,59022
H ₂ O	82,5339	2736,17811	228800,13
C ₃ H ₅ NO	0,02855	7009,32728	202,7755
jumlah	82,6108	14227,9191	229222,5

$$Q_4 = 229222,5 \text{ KJ}$$

🌈 Panas yang dibawa *refluks* (Q5)

$$\text{Suhu } refluks = 391,9751935 \text{ K}$$

Tabel 2.32 Panas yang dibawa *refluks* menara destilasi

komp	kmol	$\int C_p.dT$	m. Cp. dT
C ₃ H ₃ N	0,00094	16135,42	25,3666845
H ₂ O	1,59705	12246,62	32863,2652
C ₃ H ₅ NO	0,00055	14309,98	13,2849757
jumlah	1,59853	42692,02	32901,9169

$$Q_5 = 15729,2671 \text{ KJ}$$

Beban kondensor = panas yang dibawa Vapor - (panas distilat + panas refluks) = 5462786,763 KJ/jam

Beban reboiler = Panas hasil bawah + Panas hasil atas + panas kondenser - panas Umpan = 5271642,913 KJ/jam

9. Neraca Panas di Mixer 2

Tujuan : menghitung suhu keluar mixer 2 (M-02)

Neraca panas : Q input - Q output = 0

Neraca panas masuk mixer 2

Panas masuk mixer 2 = panas dari hasil bawah *flash distillation 2* + panas hasil bawah menara destilasi.

a. Hasil bawah dari *flash distillation 2*

$$T = 372,99451 \text{ Kelvin}$$

$$T_{ref} = 298,15 \text{ Kelvin}$$

Tabel 2.33 Neraca Panas Hasil bawah dari *flash distillation 2*

Komp	kmol/jam	$\int C_p.dT$	Q(KJ)
------	----------	---------------	-------

C ₃ H ₃ N	0,002379296	8625,62	116,53
H ₂ O	28,08582549	5642,63	158613,83
C ₃ H ₅ NO	0,293030555	9066,29	2700,68
Jumlah	28,38123534	8625,62	161431,0

b. Hasil bawah dari menara destilasi

$$T = 417,0766518 \text{ Kelvin}$$

$$T_{ref} = 298,15 \text{ Kelvin}$$

Tabel 2.34 Neraca Panas Hasil bawah Menara Destilasi

Komp	kmol/jam	$\int Cp.dT$	Q(KJ)
C ₃ H ₃ N	0	22750,66	0
H ₂ O	6,955976243	16857,33	117259,17
C ₃ H ₅ NO	8,586921612	19846,4	170419,49
Jumlah	15,54289786		287678,67

$$Q \text{ masuk} = 350757,2417 \text{ KJ/jam}$$

$$\text{Panas masuk mixer 2} = \text{panas keluar mixer 2}$$

$$\text{Panas keluar mixer 2} = 350757,2417 \text{ KJ/jam}$$

$$\text{Dengan trial diperoleh } T \text{ keluar mixer 2} = 392,1062 \text{ Kelvin}$$

10. Neraca panas di HE-04

✚ Panas masuk HE-04

Panas masuk HE-04 = panas keluar *mixer* 2

$T = 392,1062446$ Kelvin

$T_{ref} = 298,15$ Kelvin

Tabel 2.35 Neraca Panas Masuk HE-04

Komp	kmol/jam	$\int Cp.dT$	Q(KJ)
C_3H_3N	0,002379	11012,3434	26,20
H_2O	35,0418	7091,5580	248500,97
C_3H_5NO	8,879952	11512,4573	102230,07
Jumlah	43,92413		350757,242

Q masuk HE-04 = 350757,242KJ/jam

✚ Panas keluar HE-04

$T = 303,15$ Kelvin

$T_{ref} = 298,15$ Kelvin

Tabel 2.36 Neraca Panas Keluar HE-04

Komp	kmol/jam	$\int Cp.dT$	Q(KJ)
C_3H_3N	0,002379	545,7198036	1,298480748
H_2O	35,0418	377,4741516	13227,37438
C_3H_5NO	8,879952	574,6079717	5102,491303
Jumlah	43,92413	1497,801927	18331,16416

Q keluar HE-05 = 18331,16416 KJ/jam

Jadi besarnya panas yang diserap oleh pendingin =

$(350757,242 - 18331,16416) = 331876,5$ KJ/jam

2.5 Tata Letak Pabrik dan Tata Letak Peralatan Proses

2.5.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah kedudukan bagian – bagian pabrik meliputi area proses dan area fasilitas pabrik lainnya yang disusun sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara aman, efektif dan efisien.

Tata letak pabrik harus disusun dengan baik, hal tersebut bertujuan :

- a. Mempermudah akses keluar masuk pabrik, baik untuk manusia maupun barang.
- b. Mempermudah pemasangan, pemeliharaan dan perbaikan peralatan.
- c. Membuat proses pengolahan dari bahan baku hingga menjadi produk berlangsung secara efisien.
- d. Mengantisipasi dampak yang mungkin timbul apabila terjadi musibah seperti ledakan, kebakaran dan sebagainya.
- e. Mengoptimalkan keuntungan

Untuk mencapai tujuan tersebut diatas, maka hal hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik yang baik, antara lain :

- a. Luas area yang tersedia

Pabrik akrilamid akan didirikan di atas tanah yang masih kosong, sehingga tata letak pabrik tidak dipengaruhi adanya bangunan lain. Pemakaian tempat harus disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah mahal maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian area, sehingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain atau letak gedung dan peralatan diatur sedemikian rupa untuk menghemat tempat.

b. Area perluasan pabrik dan penambahan bangunan

Untuk mengantisipasi kemungkinan kebutuhan tempat yang timbul di masa yang akan datang, perluasan pabrik harus dimasukkan ke dalam perencanaan sejak awal. Sebidang area khusus harus dipersiapkan untuk dipakai sebagai tempat penambahan peralatan, penambahan kapasitas pabrik atau pengolahan produk menjadi produk lain.

c. Utilitas

Area utilitas sebaiknya ditempatkan agak jauh dari area proses, untuk menjaga agar tidak terjadi kontak antara bahan bakar dengan sumber panas. Penempatan area utilitas sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah mencapainya, mudah dalam perawatannya sehingga dapat menjamin kelancaran proses.

d. Fasilitas karyawan seperti masjid, poliklinik, kantin dan lain - lain ditempatkan di lokasi yang mudah terjangkau dan tidak mengganggu proses.

e. Fasilitas bengkel sebaiknya dilokasi yang strategis

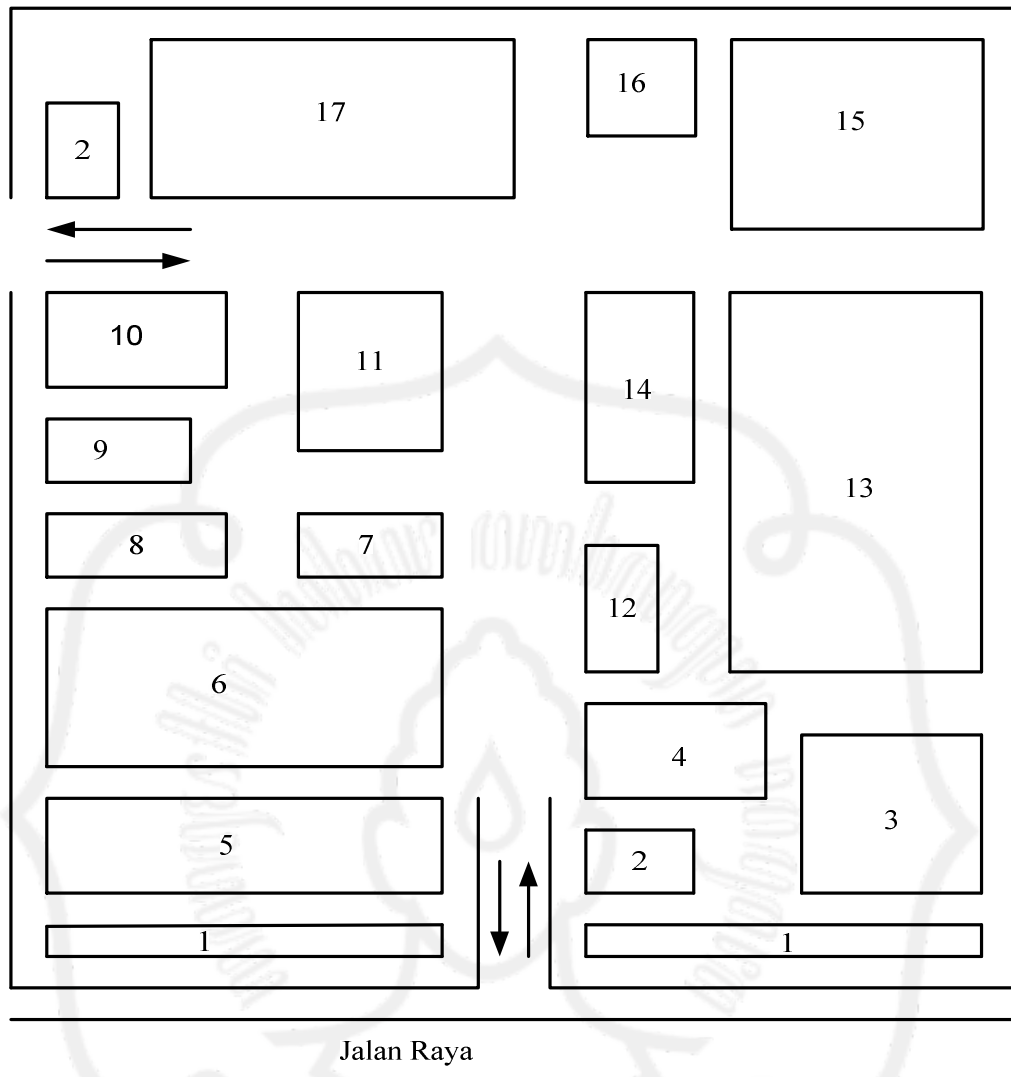
Tata letak pabrik dapat dilihat pada gambar 2.5

2.5.2 Tata Letak Peralatan Proses

Tata letak peralatan proses adalah kedudukan alat – alat yang dipergunakan dalam proses produksi. Hal yang harus diperhatikan dalam menyusun tata letak peralatan adalah :

- a. Peralatan yang sejenis ditempatkan secara berkelompok untuk memudahkan pemeliharaan.
- b. Alat kontrol diletakkan pada lokasi yang mudah diamati oleh operator.
- c. Susunan alat dan pemipaan diusahakan tidak mengganggu operator.
- d. Sistem pemipaan sebaiknya diberi warna sedemikian rupa sehingga mempermudah operator untuk mengidentifikasi apabila terjadi masalah.
- e. Tata letak peralatan harus menyediakan minimal dua arah bagi karyawan untuk menyelamatkan diri apabila terjadi ledakan atau kebakaran.
- f. Peralatan yang rawan terhadap kebakaran seperti tangki penyimpan, dilengkapi tanggul untuk mengisolir lokasi apabila terjadi kebakaran.
- g. Sirkulasi udara yang baik dan cahaya yang cukup merupakan faktor penting yang mempengaruhi semangat dan hasil kerja karyawan.

Tata letak peralatan proses dapat dilihat pada gambar 2.6



Keterangan :

- | | |
|-----------------|---------------------------|
| 1. Taman | 10. Bengkel |
| 2. Pos Keamanan | 11. Laboratorium |
| 3. Garasi | 12. Ruang Kontrol |
| 4. Safety | 13. Area Proses |
| 5. Parkir | 14. Gudang dan Pengepakan |
| 6. Kantor | 15. Utilitas |
| 7. Kantin | 16. Power Plant |
| 8. Masjid | 17. Area Perluasan |
| 9. Klinik | |

Gambar 2.5 Tata Letak Pabrik

BAB III

SPESIFIKASI ALAT PROSES

1. Mixer 1

Kode : M-01

Tugas : Mencampur umpan akrilonitril dan air dengan arus recycle dari flash distillation 2 dan menara destilasi.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

Spesifikasi:

1. Kondisi operasi

- a. Tekanan : 1 atm
- b. Temperatur : 98,7934 °C

2. Dimensi

A. Kolom

- a. Diameter : 0,444926 m
- b. Tinggi : 0,889851212 m
- c. Tebal : 0,1875 in = 0,047625 m

B. Head dan bottom

- a. Tinggi : 0,13050 m
- b. Tebal : 0,1875 in = 0,047625 m
- c. Jenis : *Torispherical dished head*

C. Pengaduk

- a. Jenis : turbin dengan 6 *blade* tanpa *baffle*
- b. Jumlah : 1 buah
- c. Diameter : 0,14832 m
- d. Kecepatan putar : 621,7938668 rpm

Bahan : *Carbon steel SA 283 grade C*

Daya : 1,148440299 HP

Jumlah : 1 buah

2. Reaktor

Kode : R

Tugas : Mereaksikan akrilonitril dan air dari umpan dengan larutan akrilonitril dari arus *recycle* dengan katalis *raney copper*

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Spesifikasi:

1. Kondisi operasi

- a. Tekanan masuk reaktor : 3 atm
- b. Tekanan keluar reaktor : 2,788 atm
- c. Suhu masuk reaktor : 80 °C
- d. Suhu keluar reaktor : 83,82 °C
- e. Waktu tinggal : 397,5125 detik

2. Dimensi

A. Kolom

- a. Diameter : 1,143 m
- b. Tinggi : 5,05 m
- c. Tebal : 0,3125 in = 0,0079375 m

B. Head

- a. Tinggi : 0,28434 m
- b. Tebal : 0,3125 in = 0,0079375 m
- c. Jenis : *Torispherical dished head*

C. Dimensi total reaktor

- a. Tinggi total : 5,61868 m
- b. Volume total : 211,618 ft³ = 5,99235 m³

D. Pendingin

- a. Ukuran pipa : 2 in = 0,0508 m
- b. Media : air
- c. Suhu masuk : 303,15 K
- d. Suhu keluar : 312,5817 K

Bahan : *Carbon steel SA 283 grade C*

Jumlah : 1 buah

3. *Flash Distillation 1*

Kode : FD-01

Tugas : Menguapkan sebagian besar C_3H_8 kurang lebih sebanyak 82,735 %.

Jenis : Tangki vertikal

Spesifikasi:

1. Kondisi operasi

a. Tekanan : 1,83167 atm

b. Temperatur : 393,943 °K

2. Dimensi

A. Kolom

a. Diameter : 36 in = 0,9144 m

b. Tinggi : 100,8885584 in = 2,562568 m

c. Tebal : 0,1875 in = 0,0047625 m

B. Head

a. Tebal : 0,1875 in = 0,0047625 m

b. Jenis : *Torispherical dished head*

Waktu tinggal : 10 menit

Bahan : Carbon steel SA-283 Grade C

4. *Flash Distillation 2*

Kode : FD-02

Tugas : Memisahkan sebagian besar C_3H_3N kurang lebih sebanyak 98,95 % uap untuk di *recycle*.

Jenis : Tangki vertikal

Spesifikasi:

1. Kondisi operasi

- a. Tekanan : 1 atm
- c. Temperatur : 372,994 °K

2. Dimensi

A. Kolom

- a. Diameter : 42 in = 1,0668 m
- b. Tinggi : 3.251974974 m
- c. Tebal : 0,1875 in = 0,0047625 m

B. *Head*

- a. Tebal : 0,1875 in = 0,0047625 m
- b. Jenis : *Torispherical dished head*

Waktu tinggal : 10 menit

Bahan : Carbon steel SA-283 Grade C

5. Menara Destilasi

Kode : MD

Fungsi : Untuk memisahkan akrilonitril pada hasil bawah *flash distillation* 1.

Tipe : Menara destilasi dengan bahan isian

Spesifikasi :

1. Kondisi operasi :

Tekanan = 1,83167 atm

2. Dimensi Kolom

a. Diameter = 20,46228422 in = 0,519742 m

b. Tinggi = 12,54108718 m

c. Tebal bagian.atas = 0,1875 in = 0,0047625 m

d. Tebal bagian.bawah = 0,1875 in = 0,0047625 m

e. Bahan = *Carbon steel 283 Grade C*

3. Head

a. Tipe = *Torispherical head*

b. Tebal = 0,1875 in = 0,0047625 m

c. Tinggi = 13,531 in = 0,343687 m

d. Material = *Carbon steel SA-283.*

6. Mixer 2

Kode : M-02

Tugas : Mencampur akrilonitril, air dan akrilamid dari hasil bawah *flash distillation* 2 dan hasil bawah menara destilasi.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

Spesifikasi:

1. Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 118,95 C

2. Dimensi

a. Kolom

Diameter : 0,256738132 m

Tinggi : 0,513476265 m

Tebal : 0,1875 in = 0,0047625 m

b. *Head* dan *bottom*

Tinggi : 0.09635 m

Tebal : 0,1875 in = 0,0047625 m

Jenis : *Torispherical dished head*

c. Pengaduk

Jenis : turbin dengan 6 *blade* tanpa *baffle*
 Jumlah : 1 buah
 Diameter : 0.08558 m
 Kecepatan putar : 1048.915889 rpm
 Bahan : *Carbon steel SA 283 grade C*
 Daya : 0, 68869 HP
 Jumlah : 1 buah

7. Tangki Penyimpan Akrilonitril (T-01)

Tugas : Menyimpan akrilonitril sebanyak 341064,3175 kg untuk
 kebutuhan selama 30 hari operasi
 enis : Tangki silinder tegak, dasar datar, atap kerucut
 Kondisi : 30 °C, 1 atm
 Spesifikasi :

A. Kolom

Diameter : 35 ft = 10,668 m

Tinggi : 12 ft = 3.6576 m

Tebal :

courses	ketinggian, ft	tebal plat, in

1	6	0,1875
2	12	0,1875

B. Head

Tebal : 0,5 in = 0,0127 m

Tinggi : 8,432935595 ft = 2,57038 m

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon steel SA 283 grade C*

8. Tangki Penyimpan Air (T-02)

Tugas : Menyimpan air sebanyak 568026,5636 kg untuk kebutuhan selama 30 hari operasi

Jenis : Tangki silinder tegak, dasar datar, atap kerucut

Kondisi : 30 °C, 1 atm

Spesifikasi:

A. Kolom

Diameter : 30 ft = 9,144 m

Tinggi : 30 ft = 9,144 m

Tebal :

courses	ketinggian, ft	tebal plat, in
1	6	0,375
2	12	0,3125
3	18	0,25

4	24	0,25
5	30	0,1875

B. Head

Tebal : 0,4375 in = 0,0111125 m

Tinggi : 6,0132 ft = 1,83282 m

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon steel* 283 grade C

9. Tangki Penyimpan Produk akrilamid 50 % (T-03)

Tugas : Menyimpan akrilamid 50 % sebanyak 341064,3175 kg selama 30 hari

Jenis : Tangki silinder tegak, dasar datar, atap kerucut

Kondisi : 30 °C, 1 atm

Spesifikasi:

A. Kolom

Diameter : 35 ft = 10,668 m

Tinggi : 12 ft = 3,6576 m

Tebal :

courses	ketinggian, ft	tebal plat, in
1	6	0,1875
2	12	0,1875

B. Head

Tebal : 0,5 in = 0,0127 m

Tinggi : 8,432935595 ft = 2,57035 m

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Steel 283 grade C

10. Heat Exchanger-01

Kode : HE-01

Fungsi : Mendinginkan cairan yang keluar dari mixer 1 menuju ke reaktor

Tipe : *Shell and tube*

Spesifikasi

> *Duty* = 527223,76 kJ/jam

> Luas transfer panas = 117,0937ft² = 10,8783m²

> *Tube side*

- Fluida = air

- Tekanan = 14,7 Psi

- Suhu masuk = 30 °C

- Suhu keluar = 90 °C

- Kapasitas = 948,9818lb/jam

- OD tube = 0,75 in = 0,01905 m
- BWG = 16
- Susunan = Triangular pitch
- PT = 0,94 in = 0,023876 m
- Panjang = 16 ft = 4,8768 m
- Jumlah = 42 buah
- Passes = 6
- Material = *Stainless Steel SS304*
- > *Shell side*
 - Fluida = keluaran mixer 1
 - Tekanan = 1 atm
 - Suhu masuk = 98,79342 °C
 - Suhu keluar = 80 °C
 - Kapasitas = 15289,495 lb/jam
 - ID *shell* = 10 in = 0,4064 m
 - Jarak baffle = 7,5 in = 0,1905 m
 - Passes = 1
 - Material = *Stainless Steel SS304*

11. Heat Exchanger-02

Kode : HE-02

Fungsi : memanaskan cairan keluar dari reaktor menuju *flash distillation 1*

Tipe : *Shell and tube*

Spesifikasi

- > *Duty* = 4860254,9 kJ/jam
- > Luas transfer panas = 689,67187 ft² = 64,0726 m²

> *Tube side*

- Fluida = *steam*
- Tekanan = 14,7 Psi
- Suhu masuk = 130 °C
- Suhu keluar = 130 °C
- Kapasitas = 4747,61903 lb/jam
- OD tube = 1,25 in = 0,03175 m
- BWG = 16
- Susunan = Triangular pitch
- PT = 1,56 in = 0,039624 m
- Panjang = 16 ft = 4,8768 m
- Jumlah = 136 buah
- Passes = 1
- Material = *Stainless Steel SS304*

> *Shell side*

- Fluida = keluaran reaktor
- Tekanan = 2,788 atm
- Suhu masuk = 120,793 °C
- Suhu keluar = 99,84 °C
- Kapasitas = 15289,495 lb/jam

- ID *shell* = 23,25 in = 0,59055 m

- Jarak baffle = 17,4375 in = 0.442913 m

- Passes = 1

- Material = *Stainless Steel SS304*

12. Heat Exchanger-03

Kode : HE-03

Fungsi : mendinginkan hasil atas dari *flash distillation 1* menuju *flash distillation 2*

Tipe : *Shell and tube*

Spesifikasi

> *Duty* = 416263,6 kJ/jam

> Luas transfer panas = 192,073353 ft² = 17,84 m²

> *Tube side*

- Fluida = air

- Tekanan = 14,7 Psi

- Suhu masuk = 27 °C

- Suhu masuk = 80 °C

- Kapasitas = 1870,00739 lb/jam

- OD tube = 0,75 in = 0,01905 m

- BWG = 16

- Susunan = Triangular pitch
- PT = 1,56 in = 0,039624 m
- Panjang = 8 ft = 2,4384 m
- Jumlah = 62 buah
- Passes = 1
- Material = *Stainless Steel SS304*

> *Shell side*

- Fluida = hasil atas *flash distillation 1*
- Tekanan = 1,83 atm
- Suhu masuk = 120,793 °C
- Suhu keluar = 99,84 °C
- Kapasitas = 10443,03 lb/jam
- ID *shell* = 10 in = 0,254 m
- Jarak baffle = 7,5 in = 0,1905 m
- Passes = 1
- Material = *Stainless Steel SS304*

13. Heat Exchanger-04

Kode : HE-04

Fungsi : mendinginkan cairan keluar dari mixer 2 menuju tangki penyimpanan produk

Tipe : *Shell and tube*

Spesifikasi

- > *Duty* = 331876,5 kJ/jam
- > Luas transfer panas = 155,7583 ft² = 14,4704 m²

> *Tube side*

- Fluida = air
- Tekanan = 14,7 Psi
- Suhu masuk = 27 °C
- Suhu masuk = 80 °C
- Kapasitas = 676,2618 lb/jam
- OD tube = 1,00 in = 0,0254 m
- BWG = 16
- Susunan = Triangular pitch
- PT = 1,25 in = 0,03175 m
- Panjang = 16 ft = 4,8768 m
- Jumlah = 44 buah
- Passes = 16
- Material = *Stainless Steel SS304*

> *Shell side*

- Fluida = keluaran *mixer* 1
- Tekanan = 1 atm
- Suhu masuk = 118,95 °F
- Suhu masuk = 30 °C
- Kapasitas = 2783,586 lb/jam

- ID *shell* = 12 in
- Jarak baffle = 9 in = 0,2286 m
- Passes = 8
- Material = *Stainless Steel SS304*

15. Kondenser 1

Kode : CD-01

Fungsi : Mengkondensasikan hasil atas *flash distillation 2*

Tipe : *Shell and tube Exchanger*

Spesifikasi

- > *Duty* = 9114061,628 kJ/jam
- > Luas transfer panas = $919,540401 \text{ ft}^2 = 85,4281 \text{ m}^2$
- > *Tube side*
 - Fluida = air pendingin
 - Suhu masuk = 27 °C
 - Suhu keluar = 50 °C
 - Kapasitas = 208000,6239 lb/jam
 - OD tube = 1,25 in = 0,03175 m
 - BWG = 16
 - Susunan = *Triangular pitch*
 - PT = 1,5625 in = 0,0396875 m

- Panjang = 16 ft = 4,8768 m
- Jumlah = 179 buah
- Passes = 6
- Material = *Stainless steel SS304*

> *Shell side*

- Fluida = Hasil atas *flash distillation 2*
- Tekanan = 1 atm
- Suhu = 108,642266 °C
- Kapasitas = 208000,6239 lb/jam
- ID *shell* = 27 in = 0,6858 m
- Jarak baffle = 20,25 in = 0,51435 m
- Passes = 1
- Material = *Carbonsteel SA283 grade C*

16. Kondenser 2

Kode : CD-02

Fungsi : Mengkondensasikan hasil atas menara destilasi

Tipe : *Shell and tube Exchanger*

Spesifikasi

- > *Duty* = 5480879,69 kJ/jam
- > Luas transfer panas = 397,8471 ft² = 36,9612 m²

> *Tube side*

- Fluida = air pendingin

- Suhu masuk = 27 °C
- Suhu keluar = 50 °C
- Kapasitas = 125084,341 lb/jam
- OD tube = 1,25 in = 0,03175 m
- BWG = 16
- Susunan = *Triangular pitch*
- PT = 1,5625 in = 0,0396875 m
- Panjang = 16 ft = 4,8768 m
- Jumlah = 86 buah
- Passes = 4
- Material = *Stainless steel SS304*
- > *Shell side*
 - Fluida = Hasil atas menara destilasi
 - Tekanan = 1,1 atm
 - Suhu masuk = 118,97 °C
 - Suhu keluar = 118,97 °C
 - Kapasitas = 3224,59187 lb/jam
 - ID *shell* = 19,25 in = 0,48895 m
 - Jarak baffle = 14,4375 in = 0,366713 m
 - Passes = 1
 - Material = *Carbonsteel SA283 grade C*

17. Akumulator

Kode : ACC

Fungsi : untuk menampung distilat setelah keluar dari CD-02

Tipe : Horizontal drum

Spesifikasi

> Kondisi operasi :

- Tekanan = 1,83 atm

- Suhu = 118,97 °C

> Kapasitas = 96,63037 gal

> Drum / Shell

- Diametar = 0,50261 m

- Panjang = 1,50783 m

- Tebal = 0.1875 m

- Material = *Carbon steel SA285 grade C*

> Head

- Tebal = 0.125 in

- Tinggi = 0.13443 m

- Material = *Carbon steel SA 285 grade C*

18. Reboiler

Kode : RB

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah menara destilasi

Tipe : *Kettle reboiler*

Spesifikasi

- > Duty = 5260293,764 kJ/jam
- > Luas transfer panas = 2546,790 ft² = 236,605 m²
- > *Tube side*
 - Fluida = *Saturated steam*
 - Suhu = 168,206 °C (konstan)
 - Kapasitas = 5645,128 lb/jam
 - OD tube = 1 in = 0,0254 m
 - BWG = 16
 - Susunan = Triangular pitch
 - PT = 1,25 in = 0,03175 m
 - Panjang = 16 ft = 4,8768 m
 - Jumlah = 608 buah
 - Passes = 1
 - Material = *Stainless steel SS304*
- > *Shell side*

- Fluida = Hasil bawah menara destilasi
- Tekanan = 1,1 atm
- Suhu masuk = 144,07 °C
- Suhu keluar = 170,67 °C
- Kapasitas = 735,677 kg/jam
- ID *shell* = 35 in = 0,889 m
- Jarak *baffle* = 26,25 in = 0,66675 m
- *Passes* = 1
- Material = *Stainless steel SS304*

19. Pompa-01

Kode : P - 01

Tugas : Memompakan akrilonitril dari T-01 ke mixer

Tipe : *Single stage centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas = 3,15 gpm

Power pompa = 0,67 HP

Power motor = 0,89 HP

Efisiensi pompa = 35 %

Efisiensi motor = 75 %

Bahan konstruksi = *Carbon steel SA283 grade C*

Pipa : Nominal = 1,25 in

SN = 80

ID pipa = 1,278 in

OD pipa = 1,66 in

20. Pompa-02

Tugas : Memompakan air dari T-02 ke mixer

Tipe : *Single stage centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas = 4,075112 gpm

Power pompa = 0,6705 HP

Power motor = 0,894 HP

Efisiensi pompa = 35 %

Efisiensi motor = 75 %

Bahan konstruksi = *Carbon steel SA283 grade C*

Pipa : Nominal = 1 in

SN = 80

ID pipa = 1,049 in

OD pipa = 1,32 in

21. Pompa-03

Tugas : Memompakan larutan akrilonitril dari M-01 ke reaktor

Tipe : *Single stage centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas = 36,538 gpm

Power pompa	= 2,011 HP
Power motor	= 2,68 HP
Efisiensi pompa	= 58 %
Efisiensi motor	= 80 %
Bahan konstruksi	= <i>Carbon steel</i> SA283 grade C
Pipa : Nominal	= 2,5 in
SN	= 40
ID pipa	= 2,469 in
OD pipa	= 2,88 in

23. Pompa-04

Tugas	: Memompakan hasil bawah FD-01 ke MD
Tipe	: <i>Single stage centrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	= 13,018 gpm
Power pompa	= 5,3640874 HP
Power motor	= 7,1521166 HP
Efisiensi pompa	= 45 %
Efisiensi motor	= 84 %
Bahan konstruksi	= <i>Carbon steel</i> SA283 grade C
Pipa : Nominal	= 1,25 in
SN	= 40
ID pipa	= 1,38 in

OD pipa = 1,66 in

24. Pompa-05

Tugas : Memompakan hasil bawah FD-02 ke M-02

Tipe : *Single stage centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas = 2,962 gpm

Power pompa = 0,67 HP

Power motor = 0,89 HP

Efisiensi pompa = 38 %

Efisiensi motor = 75 %

Bahan konstruksi = *Carbon steel SA283 grade C*

Pipa : Nominal = 1.25 in

SN = 40

ID pipa = 1,38 in

OD pipa = 1,66 in

25. Pompa-06

Tugas : Memompakan arus recycle FD-02 ke M-01

Tipe : *Single stage centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas = 3566,18 gpm

Power pompa	= 47,09 HP
Power motor	= 62,58 HP
Efisiensi pompa	= 85 %
Efisiensi motor	= 93 %
Bahan konstruksi	= <i>Carbon steel</i> SA283 grade C
Pipa : Nominal	= 1.25 in
SN	= 40
ID pipa	= 1,38 in
OD pipa	= 1,66 in

26. Pompa-07

Tugas	: Memompakan hasil atas MD ke M-01
Tipe	: <i>Single stage centrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	= 8,117 gpm
Power pompa	= 0,67 HP
Power motor	= 0,89 HP
Efisiensi pompa	= 40 %
Efisiensi motor	= 75 %
Bahan konstruksi	= <i>Carbon steel</i> SA283 grade C
Pipa : Nominal	= 1.25 in
SN	= 40
ID pipa	= 1,38 in

OD pipa = 1,66 in

27. Pompa-08

Tugas : Memompakan produk akrilamid 50 % ke T-03

Tipe : *Single stage centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas = 7,002 gpm

Power pompa = 0,77 HP

Power motor = 0,97 HP

Efisiensi pompa = 50 %

Efisiensi motor = 75 %

Bahan konstruksi = *Carbon steel SA283 grade C*

Pipa : Nominal = 1,25 in

SN = 40

ID pipa = 1,38 in

OD pipa = 1,66 in

28. Pompa-09

Tugas : Memompakan produk akrilamid 50 % ke T-03

Tipe : *Single stage centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas = 7.002314575 gpm

Power pompa	= 0,67 HP
Power motor	= 0,89 HP
Efisiensi pompa	= 50 %
Efisiensi motor	= 75 %
Bahan konstruksi	= <i>Carbon steel SA283 grade C</i>
Pipa : Nominal	= 1,25 in
SN	= 40
ID pipa	= 1,38 in
OD pipa	= 1,66 in

BAB IV

UNIT PENDUKUNG PROSES DAN LABORATORIUM

4.1. Unit Pendukung Proses

Unit pendukung proses, yang lebih dikenal dengan sebutan *utilitas* merupakan unit penunjang proses produksi yang merupakan bagian penting untuk menunjang berlangsungnya proses suatu pabrik. *Utilitas* di pabrik akrilamid yang dirancang antara lain meliputi unit pengadaan air dan pengolahan, unit pengadaan *steam*, unit pengadaan udara tekan, unit pengadaan listrik dan unit pengadaan bahan bakar.

1. Unit pengadaan dan pengolahan air

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

a. Air pendingin

- b. Air proses
 - c. Air umpan *boiler*
 - d. Air konsumsi umum dan sanitasi.
2. Unit pengadaan steam

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan *steam* sebagai media pemanas untuk alat – alat *heat exchanger* dan *reboiler*.

3. Unit pengadaan udara tekan.

Unit ini bertugas untuk menyediakan udara tekan untuk kebutuhan instrumentasi *pneumatic* serta sebagai penggerak alat-alat kontrol.

4. Unit pengadaan listrik

Unit ini bertugas menyediakan listrik sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses, utilitas, instrument, bengkel, ruang kontrol, maupun untuk penerangan. Listrik disuplai dari PLN dan untuk cadangan disediakan generator diesel.

5. Unit pengadaan bahan bakar.

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

4.1.1. Unit Pengadaan Air

4.1.1.1 Air Pendingin

Air pendingin yang digunakan diperoleh dari laut yang tidak jauh dari lokasi pabrik. Air laut digunakan sebagai media pendingin karena :

- a. Air laut dapat diperoleh dalam jumlah yang besar dengan biaya murah.

- b. Tidak dibutuhkan *cooling tower*, karena air laut langsung dibuang lagi kelaut.

Air pendingin ini digunakan sebagai pendingin pada kondensor dan *cooler*. Hal- hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air laut sebagai pendingin adalah:

- a. Partikel-partikel besar/ makroba(makhluk hidup laut dan konstituen lain)
- b. Partikel-partikel kecil / mikroba laut (ganggang dan mikroorganisme laut) yang dapat menyebabkan *fouling* pada alat *heat exchanger*.

✚ Jumlah kebutuhan air laut sebagai media pendingin.

Air laut yang dibutuhkan sebagai media pendingin untuk reaktor, kondensor maupun *heat exchanger* adalah sebesar

$$= 254156,95 \text{ kg/jam}$$

$$= 255,6991 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 6136,78 \text{ m}^3/\text{hari}$$

✚ Pengolahan air laut

Untuk menghindari kerak yang terjadi pada alat-alat penukar panas maka perlu diadakan pengolahan air laut. Pengolahan dilakukan secara fisis dan kimia. Pengolahan secara fisis adalah dengan *screening* dan secara kimia adalah dengan penambahan *Chlorine*. Tahapannya adalah sebagai berikut :

Air laut dihisap dari kolam yang langsung berada di pinggir laut dengan menggunakan pompa, Sebelum masuk pompa, air dilewatkan pada *travelling*

screen untuk menyaring partikel dengan ukuran besar. Pencucian dilakukan secara kontinyu. Setelah dipompa kemudian dialirkan ke *strainer* yang mempunyai saringan stainless steel 0,4 mm dan mengalami pencucian balik secara periodik. Kemudian dialirkan ke *reverse Osmosis* untuk memisahkan kandungan ion-ion garam dan selanjutnya dialirkan ke pabrik. Pengolahan secara kimia dilakukan dengan penambahan *sodium hipoklorit* di dalam kolam penampungan air laut untuk menjaga kandungan *chlorin* minimum 1 ppm. Dalam perancangan ini diinjeksikan klorin sebanyak 1 ppm. *Sodium hipoklorit* dibuat didalam *chloropac* dengan bahan baku air laut. *Sodium hipoklorit* diinjeksikan secara kontinyu dalam kolam dan secara *intermitten* di pipa pengaliran.

Skema pengolahan air laut dapat dilihat pada Gb.4-1.

Kebutuhan klorin

Kebutuhan klorin untuk penggunaan air laut dengan jumlah diatas adalah :

$$= 0,244939 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,000244 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,00585 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Pemompaan air laut

Untuk memompakan air laut dengan jumlah diatas digunakan pompa *Single Stage Centrifugal* dengan daya pompa 25,95636 HP dan daya motor 29,54545 HP, dengan bahan Stainless Steel SS304.

4.1.1.2. Air Proses

Untuk kebutuhan air proses sumber yang digunakan adalah air dalam yang diambil dari dalam tanah. Hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air proses adalah :

- a. Kesadahan (*hardness*), yang dapat menyebabkan kerak.
- b. Adanya zat besi, yang dapat menimbulkan korosi.

Pengolahan air tanah untuk kebutuhan air proses sama dengan pengolahan air untuk keperluan umpan boiler. Skema pengolahan air tanah sama dengan pengolahan air umpan boiler.

Kebutuhan air tanah untuk air proses.

Air proses dalam perancangan pabrik ini digunakan sebagai bahan baku dalam proses hidrolisa akrilonitril. Jumlah air proses yang dibutuhkan oleh pabrik ini adalah 788,9226 kg/jam atau laju alir sebanyak 0,793713 m³/jam.

4.1.1.3. Air Umpan Boiler

Untuk kebutuhan umpan boiler sumber air yang digunakan adalah berasal dari dalam tanah. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

- a. Kandungan yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi di dalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan- larutan asam dan gas- gas yang terlarut.
- b. Kandungan yang menyebabkan kerak (*scale forming*).

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

- c. Kandungan yang menyebabkan pembusaan (*foaming*).

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

✚ Jumlah air tanah sebagai umpan boiler

Jumlah air yang digunakan adalah sebesar $6246,62 \text{ kg/jam} = 6,28455 \text{ m}^3/\text{jam}$.

✚ Pengolahan air tanah sebagai air proses dan air umpan boiler.

Tahapan pengolahan air tanah menjadi air umpan boiler meliputi :

1. Aerasi, merupakan proses mekanis penghambusan air dengan udara. Proses ini bertujuan untuk menghilangkan gas CO_2 , H_2S dan besi yang terlarut dalam air. Terjadi proses oksidasi yang menjadikan besi terlarut menjadi endapan besi yang tidak larut. Proses aerasi dilakukan dalam suatu unit yang disebut *aerator*. Efek samping dari proses aerasi adalah bertambahnya kandungan oksigen terlarut dalam air, sehingga perlu dihilangkan dengan proses deaerasi.
2. Penghilangan Besi, merupakan suatu unit saringan bertekanan yang mengandung MgO_2 untuk menyaring endapan besi yang tidak sempat mengendap di *aerator*. Alat yang digunakan biasa disebut *Iron Removal Filter*.

3. Demineralisasi, merupakan unit penukar ion untuk menghilangkan mineral terlarut dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , HCO_3^- , SO_4^- , Cl^- . Sebagai resin penukar kation dapat digunakan asam kuat yaitu H_2SO_4 dan resin penukar anion dapat digunakan basa kuat yaitu NaOH .
4. Deaerasi, merupakan proses penghilangan gas-gas terlarut, terutama oksigen dan karbondioksida dengan cara pemanasan menggunakan steam. Oksigen terlarut dapat merusak baja. Gas-gas ini kemudian dibuang ke atmosfer.

Skema proses pengolahan air umpan boiler dapat dilihat pada Gb.4-2.

4.1.1.4. Air Konsumsi Umum dan Sanitasi

Sumber air untuk keperluan konsumsi dan sanitasi berasal dari sumber air dalam tanah. Air ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan air minum, laboratorium, kantor, perumahan dan pertamanan. Air konsumsi dan sanitasi harus memenuhi beberapa syarat, yang meliputi syarat fisik, syarat kimia, dan syarat bakteriologis.

Syarat fisik:

- a. suhu di bawah suhu udara luar
- b. warna jernih
- c. tidak mempunyai rasa dan tidak berbau.

Syarat kimia:

- a. tidak mengandung zat organik maupun anorganik
- b. tidak beracun

Syarat bakteriologis :

Tidak mengandung bakteri- bakteri, terutama bakteri yang patogen.

✚ **Jumlah air tanah untuk air konsumsi dan sanitasi**

Jumlah yang dibutuhkan adalah sebesar = 1698,02 kg/jam= 1,708333 m³/jam.

✚ **Pengolahan air untuk konsumsi dan sanitasi.**

Pengolahan air untuk kebutuhan konsumsi dan sanitasi merupakan suatu unit tersendiri di pabrik. Proses pengolahan yang dilakukan yaitu proses aerasi, filtrasi, dan klorinasi. Aerasi bertujuan untuk menghilangkan gas-gas terlarut dan mengoksidasi kandungan ion ferro untuk diubah menjadi ion ferri dalam bentuk ferri hidroksida yang tidak larut dalam air. Endapan ferri hidroksida dibuang dengan cara *blowdown*, dan sisanya yang tidak terendapkan disaring di *iron removal filter*. Ke dalam air produk penyaringan selanjutnya diinjeksikan larutan kalsium hipoklorit untuk mematikan kandungan biologis air. Konsentrasi kalsium hipoklorit dijaga sekitar 0,8 – 1,0 ppm. Untuk menjaga pH air minimum, ditambah larutan Ca(OH)₂ sehingga pH-nya sekitar 6,8 – 7,0. Selain penambahan senyawa diatas ditambahkan juga flourida.

Skema pengolahan air tanah untuk kebutuhan konsumsi dan sanitasi dapat dilihat pada Gambar 4.3.

✚ **Total kebutuhan air tanah**

Air proses	= 788,9226 kg/jam	= 0,793713 m ³ /jam
Air umpan boiler	= 6246,62 kg/jam	= 6,28455 m ³ /jam
Air konsumsi dan sanitasi	= 1698,02 kg/jam	= 1,70833 m ³ /jam
Total kebutuhan	= 3823,77 kg/jam	= 3,84699m ³ /jam

Untuk keamanan dipakai 10 % berlebih, maka :

$$\text{Total kebutuhan} = 8733,57 \text{ kg/jam} = 8,7866 \text{ m}^3/\text{jam}$$

4.1.2 Unit Pengadaan Steam

Kebutuhan steam digunakan untuk pemanas pada *heat exchanger* dan *reboiler*. Kebutuhan steam ini dipenuhi oleh boiler. Steam yang dibangkitkan mempunyai kondisi :

$$\text{Tekanan} = 165,475 \text{ psi}$$

$$\text{Suhu} = 185 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Jumlah} = 6246,623 \text{ kg/jam}$$

✚ Boiler yang dibutuhkan.

Spesifikasi Boiler

1. Kode : B – 01
2. Tipe : *Fire tube boiler*
3. Jumlah : 1 buah
4. *Heating surface*, ft² : 4517,54
5. *Rate of steam*, lb/jam : 13771,3
6. Tekanan steam, psi : 165,475
7. Bahan bakar : Solar

4.1.3. Unit Pengadaan Udara Tekan

Kebutuhan udara tekan diperkirakan sebesar 200 m³/jam, tekanan 100 psi dan suhu 30 °C. Alat untuk menyediakan udara tekan berupa

kompresor yang dilengkapi dengan *dryer* yang berisi *silica gel* untuk menyerap kandungan air sampai diperoleh kandungan air maksimal 84 ppm.

➤ **Kompresor yang dibutuhkan**

Kapasitas : 200 m³/jam

Tekanan *suction* : 14,7 psia

Tekanan *discharge*: 124 psia

Suhu udara : 30 °C

Jenis : *Single Stage Reciprocating Compressor*

Efisiensi : 80 %

Daya kompresor : 60 HP

Jumlah : 1 buah

4.1.4. Unit Pengadaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik dipenuhi oleh PLN dan untuk cadangan disediakan generator diesel. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik dengan pertimbangan :

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
2. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan dengan transformer.

Jumlah kebutuhan listrik total sebesar 265,45 kW

Spesifikasi generator yang dibutuhkan untuk menyuplai kebutuhan listrik diatas jika terjadi gangguan listrik dari PLN adalah sebagai berikut :

Tipe : AC generator
Kapasitas : 350 kW
Tegangan : 220/360 volt
Efisiensi : 80 %
Jumlah : 1 buah
Bahan bakar : Solar

4.1.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Jenis bahan bakar yang digunakan adalah solar yang diperoleh dari Pertamina dan distributornya.

Kebutuhan bahan bakar

1. Untuk Boiler 1	= 411,118 L/jam
2. Untuk Generator	= 38,9599 L/jam
Total kebutuhan	= 450,078 L/jam

4.2. Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Dengan data yang diperoleh dari laboratorium maka proses produksi akan selalu dapat dikontrol dan dijaga mutu produk sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Disamping itu juga berperan dalam pengendalian pencemaran lingkungan.

Laboratorium mempunyai tugas pokok antara lain :

1. Sebagai pengontrol kualitas bahan baku dan pengontrol kualitas produk.
2. Sebagai pengontrol terhadap proses produksi dengan melakukan analisa terhadap pencemaran lingkungan.
3. Sebagai pengontrol terhadap mutu air pendingin, air umpan boiler dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi.

Laboratorium melaksanakan kerja 24 jam sehari dalam kelompok kerja shift dan non shift :

1. Kelompok shift
 - a. Kelompok ini melaksanakan tugas pemantauan dan analisa –analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melaksanakan tugasnya, kelompok ini menggunakan sistem bergilir, yaitu sistem kerja shift selama 24 jam dengan dibagi menjadi 4 shift. Masing-masing shift bekerja selama 6 jam.
2. Kelompok *non* shift

Kelompok ini mempunyai tugas melakukan analisa khusus yaitu analisa yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan reagen kimia yang diperlukan di laboratorium. Dalam rangka membantu kelancaran pekerjaan kelompok shift, kelompok ini melaksanakan tugasnya di laboratorium utama dengan tugas antara lain :

- a. menyediakan reagen kimia untuk analisa laboratorium
- b. melakukan analisa bahan buangan penyebab polusi
- c. melakukan penelitian atau percobaan untuk membantu kelancaran produksi.

Dalam melaksanakan tugasnya, bagian laboratorium dibagi menjadi :

- a. Laboratorium fisik
- b. Laboratorium analitik
- c. Laboratorium penelitian dan pengembangan

4.2.1. Laboratorium fisik

Bagian ini bertugas mengadakan pemeriksaan atau pengamatan terhadap sifat-sifat bahan baku dan produk. Pengamatan yang dilakukan yaitu antara lain :

- *specific gravity*
- viskositas
- kandungan air

4.2.2. Laboratorium analitik

Bagian ini bertugas mengadakan pemeriksaan terhadap bahan baku dan produk mengenai sifat-sifat kimianya. Analisa yang dilakukan antara lain :

- kandungan logam berat
- kandungan logam
- kandungan hidrokarbon

4.2.3. Laboratorium penelitian dan pengembangan

Bagian ini bertujuan untuk mengadakan penelitian, misalnya :

- diversifikasi produk
- perlindungan terhadap lingkungan

Disamping mengadakan penelitian rutin, laboratorium ini juga mengadakan penelitian yang sifatnya tidak rutin, misalnya penelitian terhadap produk di unit tertentu yang tidak biasanya dilakukan penelitian guna mendapatkan alternatif lain terhadap penggunaan bahan baku.

Alat analisa penting yang digunakan antara lain :

1. *Atomic Absorption Spectrofotometer* (AAS), untuk menganalisa logam berat dan hidrokarbon.
2. *Water content tester*, untuk menganalisa kadar air.
3. *Hidrometer*, untuk mengukur *specific gravity*
4. *Viscometer*, untuk mengukur viskositas produk.
5. *Infra Red Spectrofotometer* (IRS), untuk menganalisa kandungan minyak dalam air.

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

5.1. Bentuk Perusahaan

Pabrik akrilamid yang akan didirikan direncanakan mempunyai :

- Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)
- Lapangan Usaha : Industri Akrilamid
- Lokasi Perusahaan : Cilegon, Banten

Alasan dipilihnya bentuk Perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor, sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan Perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya:
 - a. Pemegang saham.
 - b. Direksi beserta stafnya.
 - c. Karyawan perusahaan

5. Efisiensi dari manajemen

Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman.

6. Lapangan usaha lebih luas

Suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

5.2. STRUKTUR ORGANISASI

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Untuk mendapatkan suatu sistem yang terbaik, maka perlu diperhatikan beberapa pedoman antara lain:

- Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- Pendelegasian wewenang
- Pembagian tugas kerja yang jelas
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman pada pedoman tersebut maka diperoleh struktur organisasi yang baik yaitu sistem *line and staff*. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem, organisasi fungsional, sehingga seorang

karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staff ahli yang terdiri dari orang-orang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada 2 kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staff ini, yaitu:

1. Sebagai garis atau lini yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staff yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama dibantu oleh Direktur Teknik, Direktur Keuangan dan Umum. Direktur Teknik membawahi bidang pemasaran, teknik dan produksi, sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi kelancaran pelayanan. Direktur-direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian membawahi beberapa seksi dan masing-masing seksi akan membawahi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas masing-masing seksi.

5.3. TUGAS DAN WEWENANG

5.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk PT (Perseroan Terbatas) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang:

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

5.3.2. 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.

5.3.3. Dewan Direksi

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab terhadap Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama :

- Melaksanakan *policy* perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir jabatannya.
- Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi dan Direktur keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Produksi:

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik dan pemasaran.
- Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum:

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan dan pelayanan umum.
- Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

5.3.4. Staff Ahli

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

Tugas dan wewenang staff ahli :

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

5.3.5. Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Penelitian dan Pengembangan terdiri dari ahli-ahli atau sarjana-sarjana sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi.

Litbang membawahi 2(dua) departemen:

1. Departemen Penelitian
2. Departemen Pengembangan

Tugas dan Wewenang Litbang:

- Mempertinggi mutu suatu produk
- Memperbaiki proses dari pabrik/perencanaan alat untuk pengembangan produksi
- Mempertinggi efisiensi kerja

5.3.6. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh perusahaan. Kepala bagian dapat pula bertindak sebagai staff direktur bersama-sama staff ahli. Kepala bagian bertanggung jawab kepada Direktur Utama yang terdiri dari:

A. Kepala bagian produksi.

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala bagian produksi membawahi:

- Seksi Proses
- Seksi Pengendalian
- Seksi laboratorium

Tugas seksi proses, meliputi:

- Mengawasi jalannya proses dan produksi
- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

Tugas seksi pengendalian, yaitu:

- Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan kerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

Tugas seksi laboratorium, meliputi:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- Mengawasi hal-hal tentang buangan pabrik

B. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala bagian ini membawahi:

1. Seksi Pembelian, bertugas:
 - Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
 - Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.
2. Seksi Penjualan, bertugas:
 - Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
 - Mengatur distribusi barang dari gudang

C. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.

Kepala bagian teknik membawahi:

1. Seksi Pemeliharaan, bertugas:
 - Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
 - Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik
2. Seksi Utilitas
 - Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan uap, air dan tenaga listrik.

D. Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala bagian Keuangan membawahi:

1. Seksi Administrasi, yang bertugas :
 - Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.
2. Seksi Kas, yang bertugas :
 - Menghitung penguanaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi keuangan masa depan.
 - Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

E. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi :

1. Seksi Personalia, dengan tugas :
 - Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
 - Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
 - Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.
2. Seksi Humas, yang bertugas :
 - Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat luar.
3. Seksi Keamanan, yang bertugas :
 - Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
 - Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun yang bukan dari lingkungan perusahaan.
 - Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

5.3.7. Kepala Seksi

Merupakan pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses

produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

5.4. PEMBAGIAN JAM KERJA KARYAWAN.

Pabrik Akrilamid direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan dan perawatan (*shutdown* pabrik). Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu :

1. Karyawan *non shift* / harian.

Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah direktur , Staf Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi serta bawahan yang ada di kantor. Jumlah karyawan non shift sebanyak 44 orang. Karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut :

Jam Kerja :

- Hari Senin-Jum'at : jam 08.00 – 16.00

Jam istirahat:

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

2. Karyawan *Shift*

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* antara lain: operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian keamanan.

Para karyawan *shift* akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan 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 dalam 4 regu (A,B,C,D) dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap shift dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Jumlah karyawan *shift* sebanyak 44 orang. Tiap regu terdiri dari 11 orang karyawan.

Jadwal pembagian kelompok shift

Hari	Shift Pagi	Shift Sore	Shift malam	Libur
Senin	A	B	C	D
Selasa	D	A	B	C
Rabu	C	D	A	B
Kamis	B	C	D	A
Jumat	A	B	C	D
Sabtu	D	A	B	C
Minggu	C	D	A	B

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan masalah absensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan dalam perusahaan.

5.5. STATUS KARYAWAN DAN SISTIM UPAH

Pada pabrik akrilamid ini sistim upah karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian.

Menurut statusnya karyawan dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut :

1. Karyawan tetap

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

2. Karyawan Harian

Yaitu Karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

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

5.6. PENGGOLONGAN JABATAN, JUMLAH KARYAWAN DAN GAJI

5.6.1. Penggolongan Jabatan

1. Direktur Utama : Sarjana Ekonomi/Teknik/Hukum
2. Direktur Produksi : Sarjana Teknik Kimia
3. Direktur Keuangan dan Umum : Sarjana Ekonomi
4. Kepala Bagian Produksi : Sarjana Teknik Kimia
5. Kepala Bagian Teknik : Sarjana Teknik Mesin
6. Kepala Bagian pemasaran : Sarjana Teknik Kimia/Ekonomi
7. Kepala Bagian Keuangan : Sarjana Ekonomi
8. Kepala Bagian Umum : Sarjana Hukum
9. Kepala Seksi : Sarjana Muda
10. Operator : STM/SLTA/SMU
11. Sekretaris : Akademi Sekertaris
12. Dokter : Sarjana Kedokteran
13. Perawat : Akademi Perawat
14. Lain-lain : SD/SMP/Sederajat

5.6.2. Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Jumlah karyawan sesuai dengan jabatannya adalah sebagai berikut :

Tabel 5.3. Jumlah karyawan sesuai dengan jabatannya

No.	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur Produksi	1
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1
4.	Staf Ahli	1
5.	Litbang	2
6.	Sekretaris	3
7.	Kepala Bagian Produksi	1
8.	Kepala Bagian Pemasaran	1
9.	Kepala Bagian Teknik	1
10.	Kepala Bagian Umum	1
11.	Kepala Bagian Keuangan	1
12.	Kepala Seksi Proses	1
13.	Kepala Seksi Pengendalian	1
14.	Kepala Seksi Laboratorium	1
15.	Kepala Seksi Penjualan	1
16.	Kepala Seksi Pembelian	1
17.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
18.	Kepala Seksi Utilitas	1
19.	Kepala Seksi Administrasi	1

20.	Kepala Seksi Kas	1
21.	Kepala Seksi Personalia	1
22.	Kepala Seksi Humas	1
23.	Kepala Seksi Keamanan	1
24.	Karyawan Proses	24
25.	Karyawan Pengendalian	24
26.	Karyawan Laboratorium	8
27.	Karyawan Penjualan	2
28.	Karyawan Pembelian	2
29.	Karyawan Pemeliharaan	3
30.	Karyawan Utilitas	8
31.	Karyawan Administrasi	2
32.	Karyawan Kas	2
33.	Karyawan Personalia	3
34.	Karyawan Humas	2
35.	Karyawan Keamanan	12
36.	Dokter	1
37.	Perawat	1
38.	Sopir	3
39.	Pesuruh	8
Total		131

Perincian Golongan dan Gaji Karyawan

Gol.	Jabatan	Gaji/Bulan	Kualifikasi
I	Direktur Utama	Rp. 40.000.000,00	S1/S2/S3
II	Direktur	Rp. 25.000.000,00	S1/S2
III	Litbang,Staff Ahli	Rp. 15.000.000,00	S1
IV	Kepala Bagian	Rp. 10.000.000,00	S1
V	Kepala Seksi,Sekretaris	Rp. 5.000.000,00	S1/D3
VI	Karyawan Biasa	Rp. 1.000.000 – Rp.4.000.000	SLTA/D1/D3

5.7. KESEJAHTERAAN SOSIAL KARYAWAN

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain:

1. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan
- Tunjangan jabatan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja

2. Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun
- Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan Dokter.

3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan pada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya

4. Pengobatan

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

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Pada prarancangan pabrik akrilamid ini dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dengan maksud untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang ini menguntungkan dari segi ekonomis atau tidak. Bagian terpenting dari prarancangan ini adalah estimasi harga dari alat-alat, karena harga digunakan sebagai dasar untuk estimasi analisa ekonomi, dimana analisa ekonomi dipakai untuk mendapatkan perkiraan / estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang akan diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan

dalam titik impas. Selain itu, analisa ekonomi juga dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak.

Untuk itu pada prarancangan pabrik akrilamid ini, kelayakan investasi modal akan dianalisa meliputi :

- a. *Profitability*
- b. *% Profit on Sales (POS)*
- c. *% Return on Investment (ROI)*
- d. *Pay Out Time (POT)*
- e. *Break Event Point (BEP)*
- f. *Shut Down Point (SDP)*
- g. *Discounted Cash Flow (DCF)*

Untuk meninjau faktor-faktor tersebut perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas:
 - a. Modal tetap
 - b. Modal kerja
2. Penentuan biaya produksi total (TPC)
 - a. *Manufacturing cost*
 - b. *General expense*

3. Total pendapatan penjualan produk Akrilamid

Yaitu keuntungan yang didapat selama satu periode produksi.

6.1 PENAKSIRAN HARGA PERALATAN

Harga peralatan pabrik dapat diperkirakan dengan metode yang dikonversikan dengan keadaan yang ada sekarang ini. Karena data yang diperoleh adalah data pada tahun 2003, maka penentuan harga peralatan dilakukan dengan menggunakan data indeks harga.

Penentuan harga dengan indeks dilakukan untuk alat dengan kapasitas yang sama dan jenis yang sama namun berbeda tahunnya.

$$E_x = E_y \cdot \frac{N_x}{N_y}$$

Dengan : E_x : Harga pembelian pada tahun 2008

E_y : Harga pembelian pada tahun 2003

N_x : Indeks harga pada tahun 2008

N_y : Indeks harga tahun 2003

Tabel 6.1 Indeks harga alat

Cost Index, Tahun	Chemical Engineering Plant Index
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7

1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	394,4

(Peters & Timmerhause, 2002)

6.2 PENENTUAN TOTAL CAPITAL INVESTMENT (TCI)

Asumsi-asumsi dan ketentuan yang digunakan dalam perhitungan analisa ekonomi :

1. Pembangunan fisik pabrik mulai dilaksanakan pada tahun 2008 dengan masa konstruksi dan instalasi selama 2 tahun, dan pabrik dianggap beroperasi secara komersial pada awal tahun 2010.
2. Proses yang dijalankan adalah proses kontinyu.
3. Kapasitas produksi pabrik adalah 10.000 ton/tahun.
4. Jumlah hari kerja adalah 330 hari/tahun.
5. Modal kerja yang diperhitungkan selama 1 bulan.
6. *Shut down* pabrik dilaksanakan selama 30 hari dalam satu tahun untuk perbaikan alat-alat pabrik.
7. Umur alat-alat pabrik diperkirakan 10 tahun kecuali alat-alat tertentu (umur pompa dan tangki adalah 5 tahun).

8. Nilai rongsokan (*salvage value*) 0 % dari FCI
9. Situasi pasar, biaya,dll diperkirakan stabil selama pabrik beroperasi.
10. Upah buruh asing \$ 20 per *manhour*
11. Upah buruh lokal Rp. 20.000,00 per *manhour*.
12. Perbandingan jumlah tenaga asing : Indonesia = 5 % : 95 %
13. Harga produk akrilamid US\$ 1,81 / kg
 Harga bahan baku akrilonitril US\$ 0,53 / kg
 Harga katalis *raney copper* US\$ 1,35 / kg
14. Kurs dollar yang dipakai : 1 US\$ = Rp. 9.400,00

6.2.1 Modal Tetap (Fixed Capital Investment)

No	Jenis	Harga US \$	Harga (Rp)
1.	Harga pembelian peralatan	1.080.541,76	-
2.	Instalasi alat-alat	136.148,26	656.969.392,09
3.	Pemipaan	529.465,46	799.600.904,85
4.	Instrumentasi	262.571,65	123.181.761,02
5.	Isolasi	32.416,25	108.054.176,33

6.	Listrik	108.054,18	108.054.176,33
7.	Bangunan	-	8.000.000.000,00
8.	Tanah & Perbaiki lahan	108.054,18	11.250.000.000,00
9.	Utilitas	404.873,03	1.953.673.010,02
10.	<i>Engineering & Construction</i>	665.531,19	8.451.237.763,42
11.	<i>Contractor's fee</i>	332.765,60	4.225.618.881,71
12.	<i>Contingency</i>	831.913,99	10.564.047.204,27
Fixed Capital Investment (FCI)		4.492.335,55	46.240.437.270,04

6.2.2 Modal Kerja (Working Capital Investment)

No.	Jenis	Harga US \$	Harga (Rp)
1.	Persediaan Bahan baku	193.838,86	0,00
2.	Persediaan Bahan dalam proses	128.047,11	906.747.028,59
3.	Persediaan Produk	512.188,45	3.626.988.114,38

4.	<i>Extended Credit</i>	1.508.333,33	0,00
5.	<i>Available Cash</i>	512.188,45	3.626.988.114,38
Working Capital Investment (WCI)		2.854.596,20	8.160.723.257,35

TOTAL CAPITAL INVESMENT (TCI)

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$= \text{US\$ } 7.346.931,75 + \text{Rp. } 54.401.160.527,38$$

6.3 BIAYA PRODUKSI TOTAL (TOTAL PRODUCTION COST)

6.3.1 Manufacturing Cost

6.3.1.1 Direct Manufacturing Cost

No.	Jenis	Harga US \$	Harga (Rp)
1.	Harga Bahan Baku	2.299,062,62	-

2.	Gaji Pegawai		3.324.000.000,00
3.	Supervisi		936.000.000,00
4.	<i>Maintenance</i>	407.999,56	5.180.976.194,10
5.	<i>Plant Supplies</i>	61.199,93	777.146.429,11
6.	<i>Royalty & Patent</i>	362.000,00	
7.	Utilitas		20.897.848.433,89
Total Direct Manufacturing Cost (DMC)		3.130.262,11	31.115.971.057,11

6.3.1.2 Indirect Manufacturing Cost

No.	Jenis	Harga US \$	Harga (Rp)
1.	<i>Payroll Overhead</i>	-	664.800.000,00
2.	<i>Laboratory</i>	-	664.800,000,00
3.	<i>Plant Over Head</i>	-	2.659.200.000,00
4.	<i>Packaging & Shipping</i>	2.353.000,00	
Total Indirect Manufacturing Cost (IMC)		2.353.000,00	3.988.800.000,00

6.3.1.3 Fixed Manufacturing Cost

No.	Jenis	Harga US \$	Harga (Rp)
1.	Depresiasi	509.999,45	6.476.220.242,62
2.	<i>Property Tax</i>	101.999,89	1.295.244.048,52

3.	Asuransi	50.999,94	647.622.024,26
Total Fixed Manufacturing Cost (FMC)		662.999,28	8.419.086.315,41

$$\text{Total Manufacturing Cost (TMC)} = \text{DMC} + \text{IMC} + \text{FMC}$$

$$= \text{US\$ } 6.146.261,39 + \text{Rp. } 43.523.857.372,51$$

General Expense

No.	Jenis	Harga US \$	Harga (Rp)
1.	Administrasi		2.729.000.000,00
2.	Sales	921.939,21	6.528.578.605,88
3.	Riset	491.700,91	3.481.908.589,80
4.	Finance	412.959,48	2.435.127.386,39
General Expense (GE)		1.826.599,60	15.174.614.582,07

$$\text{Biaya Produksi Total (TPC)} = \text{TMC} + \text{GE}$$

$$= \text{US\$ } 7.972.861,00 + \text{Rp. } 58.698.471.954,58$$

6.4 KEUNTUNGAN (PROFIT)

➤ Penjualan selama 1 tahun :

$$\text{Akrilamid} = \text{US\$ } 1,81 / \text{kg}$$

$$\text{Total penjualan} = \text{US\$ } 170.140.000,00$$

	= Rp. 170.140.000.000,00
Biaya Produksi Total	= Rp. 133.643.365.314,73
➤ Keuntungan sebelum pajak	= Rp. 36.496.634.685,27
➤ Pajak 40 % dari keuntungan	= Rp. 14.598.653.874,11
➤ Keuntungan setelah pajak	= Rp. 21.897.980.811,16

6.5 ANALISA KELAYAKAN

1. % *Profit on Sales* (POS)

Adalah persen keuntungan penjualan produk terhadap harga jual produk itu sendiri. Besarnya POS pabrik akrilamid ini adalah :

$$\text{POS sebelum pajak} = 21,45 \%$$

$$\text{POS setelah Pajak} = 12,87 \%$$

2. % *Return on Investment* (ROI)

Adalah tingkat pengembalian modal dari pabrik ini, dimana untuk pabrik yang tergolong *low risk*, mempunyai batasan ROI minimum sebelum pajak sebesar 11 %

$$\text{ROI sebelum pajak} = 32,38 \%$$

$$\text{ROI setelah pajak} = 19,43 \%$$

3. *Pay Out Time* (POT)

Adalah waktu yang diperlukan untuk pengembalian *capital investment* dari keuntungan yang diperoleh sebelum dikurangi depresiasi.

Besarnya POT untuk pabrik yang beresiko rendah adalah kurang dari 5 tahun. Besarnya POT untuk pabrik Akrilamid yang akan didirikan ini adalah:

POT sebelum pajak = 2,36 tahun

POT setelah pajak = 3,4 tahun

4. *Break Event Point (BEP)*

Adalah besarnya kapasitas produksi minimum yang diperlukan agar pabrik tetap dapat beroperasi dan tidak mengalami kerugian. Besarnya BEP yang lazim untuk suatu pabrik adalah 40 – 60 %.

Besarnya BEP untuk pabrik Akrilamid ini adalah 45,07 %

5. *Shut Down Point (SDP)*

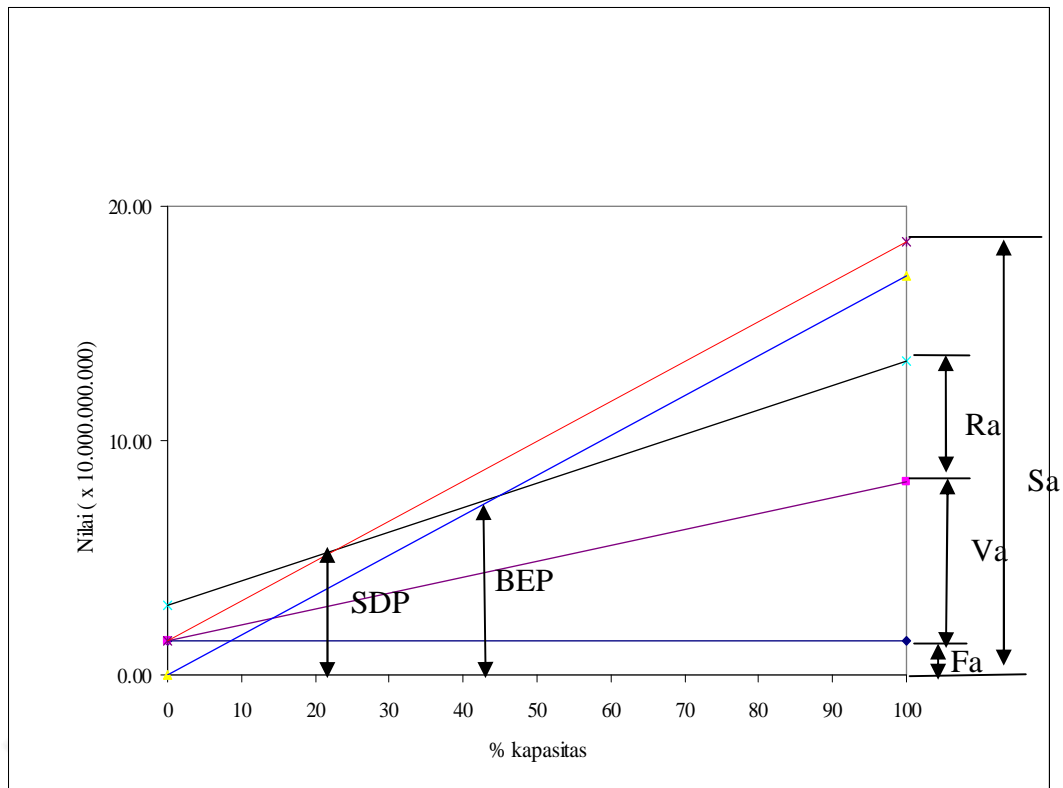
Adalah besarnya kapasitas produksi yang diperlukan agar pabrik bisa tetap melakukan operasi meski mengalami kerugian sebesar biaya *fixed manufacturing cost*.

SDP untuk pabrik akrilamid yang akan didirikan ini adalah 23,01 %

6. *Discounted Cash Flow (DCF)*

Adalah perbandingan besarnya persentase keuntungan yang diperoleh terhadap *capital investment* dibandingkan dengan tingkat bunga yang berlaku di bank. Tingkat bunga simpanan di bank adalah 4 %, dari perhitungan DCF diperoleh nilai $i = 19,5 \%$

Dari analisa ekonomi yang telah dilakukan dapat diambil kesimpulan bahwa pendirian pabrik Akrilamid dengan kapasitas 10.000 ton per tahun layak dipertimbangkan untuk direalisasikan pembangunannya.



Grafik 6.1. Hubungan % Kapasitas dengan Jenis-Jenis Biaya

Keterangan :

Fa : *Fixed Cost*

Ra : *Regulated Cost*

Va : *Variable Cost*

Sa : *Sales*

BEP : *Break Even Point*

SDP : *Shut Down Point*

KESIMPULAN

Dari hasil evaluasi ekonomi pabrik akrilamid dengan kapasitas 10.000 ton / tahun layak didirikan dengan pertimbangan :

1. Laba setelah pajak sebesar Rp. 21.897.980.811,16
2. *Return on investment* (ROI) sebelum pajak 32,38 %
3. *Pay out time* (POT) sebelum pajak 2,36 tahun dan sesudah pajak 3,4 tahun. Besarnya POT untuk pabrik yang beresiko rendah adalah kurang dari 5 tahun..
4. *Discounted cash flow* sebesar 19,5 %
5. *Break even point* (BEP) sebesar 45,07 %, memenuhi syarat karena pada umumnya bank bersedia memberi pinjaman modal untuk mendirikan pabrik dengan syarat BEP 40 % - 60 %
6. *Shut down point* (SDP) sebesar 23,01 %

DAFTAR PUSTAKA

- Actetsme, 1997, <http://www.actetsme.org/technology/r298-13.html>
- Anonim,1994,http://ecb.jrc.it/document/document/existing/chemical/risk/assessment/draft/r011_0010_env_hh.pdf
- Anonim, 2000, <http://www.sri.com/ceh-report-acrylamide.htm>
- Anonim, 2002, <http://www.inovation-group.com>
- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955, “*Chemical Engineering Cost Estimation*”, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Badan Pusat Statistik, 1998-2001, “*Data Impor Indonesia 1998 (-2003)*”, “ BPS Indonesia.
- Branan,C.R. 1994. *Rules of Thumb for Chemical Engineers*. Gulf Publishing Company. Houston.
- Brown, G.G., 1950, “*Unit Operation*”, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1979, “*Process Equipment Design*”, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- CCOHS, 1996, <http://www.intox.org/databank/doc/chemical/acrylamd/cie744.htm>
- Chemicaland21, 2000, <http://www.chemicaland21.com/industrialchem.htm>

- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, "*Chemical Engineering*", Vol, 6, Pergamon Press, Oxford.
- Fessenden and Fessenden, 1999, "*Kimia Organik Jilid 2*", edisi 3, Penerbit Erlangga, Jakarta
- Geankoplis, C.J.and J.F. Richardson, "*Design Transport Process and Unit Operation*", 1989, Pegamon Press, Singapore
- GFS Cemical Inc, 1999, <http://www.gfschemicals.com/chemicals/gfschem-A2178.asp>
- Groggins, P.H., 1958, "*Unit Process in Organik Synthesis*", Mc Graw Hill Koghasuka, Ltd
- Kern, D.Q., 1950, "*Process Heat Transfer*", McGraw-Hill International Book Company, Inc, New York.
- Kirk, R.E, and Othmer, D.F, 1991, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 8th edition, Volume 1, John Wiley and Sons Inc, New York
- Ludwig, E.E, 1965, "*Applied Process Design and Petrochemical Plants*", Vol. 1 – 3, Gulf Publishing Co, Houston.
- Perry, R.H. and Green, D.W, 1984, "*Perry's Chemical Engineers' Handbook*", 6th ed, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D, 1980, "*Plant Design and Economic for Chemical Engineers*", 3rd ed., McGraw-Hill, Auckland.

- Powell, S.T., 1954, "*Water Conditioning for Industry*", McGraw-Hill Book Company, Tokyo.
- Rase, H.F, 1977, "*Chemical Reactor Design for Process Plant, Volume One Principles and Techniques*", John Wiley and Sons, Inc. New York.
- Smith, J.M, and Van Ness, H.C, 1987, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*", 3rd edition, Mc Graw Hill International Book Co. Inc., New York
- Treybal, R.E., 1981, "*Mass Transfer Operation*", 3rd ed., McGraw-Hill Book Company, Singapore.
- Ulrich, G.D 1984. "*A Guide To Chemical Engineering Process Design and Economics.*", John Wiley and Sons Inc. Kanada
- US Patent, 1975, "*Method of producing Acrylamide with a raney copper catalyst*", <http://www.uspto.gov>
- US Patent, 1978, "*Process for Hydration of Acrylonitrile to produce Acrylamide*", <http://www.uspto.gov>
- US Patent, 1979, "*Hydration of Acrylonitrile to Acrylamide*", <http://www.uspto.gov>
- US Patent, 1981, "*Method for Hydration of Acrylonitrile to Acrylamide*", <http://www.uspto.gov>
- Vilbrandt, F.C and Dryden, C.E. 1959, "*Chemical Engineering Plant Design*" 4th edition, McGraw Hill International Book Company, Kogakusha ltd, Tokyo

WHO, 1985, "*Acrylamide Environmental Health Criteria*" , Geneva: World Health Organization

Yaws, C.L. 1999, "*Chemical Properties Handbook*", McGraw Hill Company, New York

