

**PRARANCANGAN PABRIK PHTHALIC ANHYDRIDE
DARI NAPHTHALENE DENGAN PROSES OKSIDASI
PADA KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

Laporan Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat
untuk mendapatkan gelar sarjana



Disusun Oleh :

Annis Nisa'ul Muna (2000020036)

Nabillah Rahmadani (2000020042)

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN
YOGYAKARTA**

2024

HALAMAN PERSETUJUAN

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK PHTHALIC ANHYDRIDE DARI
NAPHTHALENE DENGAN PROSES OKSIDASI PADA KAPASITAS 50.000
TON/TAHUN**

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh:

Annis Nisa'ul Muna (2000020036)

Nabillah Rahmadani (2000020042)

Telah disetujui oleh

Dosen pembimbing skripsi Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan

Dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk lulus S-1 Teknik Kimia.

Dosen Pembimbing


(Prof. Dr. Ir. Zahrul Mufrodi, S.T., M.T., IPM.)

NIPM 19700530 200110 111 0890402

HALAMAN PENGESAHAN

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK PHTHALIC ANHYDRIDE DARI
NAPHTHALENE DENGAN PROSES OKSIDASI PADA
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

Disusun oleh:

Annis Nisa'ul Muna (2000020036)

Nabillah Rahmadani (2000020042)

**Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji
Pada tanggal 29 April 2024 dan dinyatakan telah memenuhi syarat**

Susunan Dewan Penguji:

Ketua : Prof. Dr. Ir. Zahrul Mufrodi, S.T.,M.T., IPM.

Anggota : 1. Dr. Ir. Martomo Setyawan, S.T.,M.T.

2. Shinta Amelia, S.T., M.Eng.

Yogyakarta, Mei 2024

Dekan Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan



(Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T.)

NIPM 196608121996010110784324

PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : 1. Annis Nisa'ul Muna (2000020036)

2. Nabillah Rahmadani (2000020042)

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa Skripsi yang kami tulis ini dengan judul "Prarancangan Pabrik Phthalic Anhydride dari Naphthalene dengan proses Oksidasi pada Kapasitas 50.000 Ton/Tahun" benar-benar merupakan hasil karya sendiri, bukan merupakan pengambilan tulisan atau pikiran orang lain yang kami akui sebagai hasil tulisan atau pikiran kami sendiri.

Apabila dikemudian hari terbukti atau dapat dibuktikan Skripsi ini hasil karya jiplakan, maka kami bersedia menerima sanksi atas perbuatan tersebut.

Yogyakarta, 4-04-2024

Yang membuat pernyataan


(Annis Nisa'ul Muna)


(Nabillah Rahmadani)

PERNYATAAN TIDAK PLAGIAT

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Annis Nisa'ul Mun'a
NIM : 2000020036 Email : annis2000020036@webmail-uad.ac.id
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri Program Studi : Teknik Kimia
Judul tugas akhir : PRARANCANGAN PABRIK PHTHALIC ANHYDRIDE DARI NAPHTHALENE DENGAN PROSES OKSIDASI PADA KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

Dengan ini menyatakan bahwa:

1. Hasil karya yang saya serahkan ini adalah asli dan belum pernah diajukan untuk mendapatkan gelar keserjanaan baik di Universitas Ahmad Dahlan maupun di institusi pendidikan lainnya.
2. Hasil karya saya ini bukan saduran/terjemahan melainkan merupakan gagasan, rumusan, dan hasil pelaksanaan penelitian/implementasi saya sendiri, tanpa bantuan pihak lain, kecuali arahan pembimbing akademik dan narasumber penelitian.
3. Hasil karya saya ini merupakan hasil revisi terakhir setelah diujikan yang telah diketahui dan disetujui oleh pembimbing.
4. Dalam karya saya ini tidak terdapat karya atau pendapat yang telah ditulis atau dipublikasikan orang lain, kecuali yang digunakan sebagai acuan dalam naskah dengan menyebutkan nama pengarang dan dicantumkan dalam daftar pustaka.

Pernyataan ini saya buat dengan sesungguhnya. Apabila di kemudian hari terbukti ada penyimpangan dan ketidakbenaran dalam pernyataan ini maka saya bersedia menerima sanksi akademik berupa pencabutan gelar yang telah diperoleh karena karya saya ini, serta sanksi lain yang sesuai dengan ketentuan yang berlaku di Universitas Ahmad Dahlan.

Yogyakarta, 25 Mei 2024
Yang Menyatakan



Annis Nisa'ul Mun'a

Tanda tangan & nama terang mahasiswa

Lampiran 2

PERNYATAAN PERSETUJUAN AKSES

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Annis Nisa'ul Muna

NIM : 2000020036

Email : annis2000020036@webmail.uad.ac.id

Fakultas : Fakultas Teknologi Industri

Program Studi : Teknik Kimia

Judul tugas akhir : PRARANCANGAN PABRIK PTHALIC ANHYDRIDE DARI NAPHTHALENE DENGAN PROSES OKSIDASI PADA KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

Dengan ini saya menyerahkan hak *Sepenuhnya* kepada Pusat Sumber Belajar Universitas Ahmad Dahlan untuk menyimpan, mengatur akses serta melakukan pengelolaan terhadap karya saya ini dengan mengacu pada ketentuan akses tugas akhir elektronik sebagai berikut (beri tanda pada kotak):

Saya mengizinkan karya tersebut diunggah ke dalam aplikasi Repository Pusat Sumber Belajar Universitas Ahmad Dahlan.

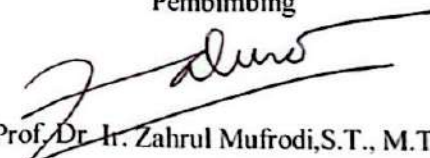
Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Yogyakarta, 25 Mei 2024



Annis Nisa'ul Muna

Mengetahui,
Pembimbing



Prof. Dr. H. Zahrul Mufrodi, S.T., M.T., IPM.

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya kepada kita semua, tak lupa sholawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada Nabi besar kita Muhammad SAW. Berkat rahmat dan karunia-Nya penyusun dapat menyelesaikan naskah Tugas Akhir (TA) yang berjudul **“Prarancangan Pabrik Phthalic Anhydride dari Napthalene dengan Proses Oksidasi pada Kapasitas 50.000 Ton/Tahun”**.

Tugas akhir prarancangan pabrik ini disusun untuk melengkapi salah satu syarat guna memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia S-1 pada Fakultas Teknologi Industri, Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta. Dalam penyusunan naskah ini penyusun banyak sekali mendapatkan bantuan dari berbagai pihak baik yang secara langsung maupun tidak langsung maupun tidak langsung. Dalam kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Prof. Dr. Muchlas Arkanuddin, M.T. selaku Rektor Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
2. Ibu Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
3. Bapak Agus Aktawan, S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia S-1 Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
4. Bapak Prof. Dr. Ir. Zahrul Mufrodi, S.T., M.T.,IPM. Selaku dosen pembimbing atas bimbingan, saran, maupun motivasinya.
5. Orangtua serta seluruh keluarga tercinta atas doa, semangat, dan dukungannya.
6. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2020 yang telah memberikan dukungan dan bantuan.
7. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah membantu baik secara moril maupun materil.

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan naskah ini masih jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangannya. Oleh karena itu penyusun mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi kesempurnaan naskah ini. Akhir kata penyusun berharap skripsi ini dapat bermanfaat dan memberikan wawasan bagi penyusun khususnya maupun bagi para pembaca serta semua pihak pada umumnya.

HAL PERSEMBAHAN

PENULIS 1

Alhamdulillahirabbil'alamin, rasa syukur kepada Allah SWT atas berkat rahmat, karunia, dan hidayah-Nya yang telah memberikan kesehatan, kemudahan, kelancaran, dan kesabaran untuk menyelesaikan Tugas Akhir (TA) ini. Sholawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada Rasulullah SAW yang telah membawa umatnya menuju ilmu yang penuh pengetahuan seperti sekarang ini. Sebagai ucapan terima kasih saya persembahkan tugas akhir ini kepada:

Diri saya sendiri yang mampu bertahan dan melewati segala hal yang terjadi semasa duduk di bangku sekolah hingga kuliah. Semoga apapun yang terjadi ke depannya pundak saya bisa lebih kuat lagi dan bisa melewati segalanya untuk saya dan orang-orang tercinta.

Orangtua saya yang selalu menyempatkan diri untuk menghubungi, menanyakan kabar, selalu mendoakan, dan menyemangati saya dalam menyelesaikan tugas akhir ini. Selain itu, keluarga saya yang selalu mendukung dan bangga atas segala pencapaian yang saya raih selama ini.

Bapak Prof. Dr. Ir. Zahrul Mufrodi, S.T., M.T., IPM terima kasih banyak telah memberikan saya kesan bahwa ada sosok dosen yang sangat baik, peduli, dan bisa menghargai kami sebagai mahasiswa bimbingan Bapak. Tak lupa pula saya berterima kasih atas segala bimbingan, motivasi, dukungan, kesabaran, dan bantuannya dalam menyelesaikan tugas akhir ini. Dosen-dosen Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan yang telah memberikan ilmu yang bermanfaat selama di bangku perkuliahan. Semoga segala kebaikan Bapak dan Ibu menjadi amal jariyah.

Nabillah Rahmadani sebagai sahabat sekaligus partner saya sejak penelitian, kerja praktek hingga menyelesaikan tugas akhir ini. Terima kasih telah memilih saya menjadi partner, dan segala semangat, bantuan, pantang menyerah, dan kesabarannya dalam menyelesaikan masa studi ini.

Sekar, Uswatun, Amal, Ahyar, Dedi, Azhar, Syahrul, Trias, Riyan teman-teman saya yang menemani saya jalan-jalan dan tempat saya bercerita untuk sekadar melepas penat selama mengerjakan tugas akhir ini. Terima kasih atas support dan bantuannya. Semoga kita bisa sama-sama menjadi orang yang sukses di masa depan.

Semua pihak yang telah membantu dan memberikan dukungan kepada saya dalam menyelesaikan tugas akhir ini dan tidak dapat saya sebutkan satu persatu. Saya ucapkan terima kasih banyak. Semoga Allah melimpahkan rahmat-Nya kepada kalian semua, amin.

PENULIS 2

Alhamdulillahirabbil'alamin, rasa syukur kepada Allah SWT atas berkat rahmat, karunia, dan hidayah-Nya yang telah memberikan kesehatan, kemudahan, kelancaran dan kesabaran untuk menyelesaikan skripsi ini. Sholawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada Rasulullah SAW, yang telah membawa umatnya menuju ilmu yang penuh pengetahuan seperti sekarang ini. Sebagai ucapan terima kasih saya persembahkan tugas akhir ini kepada:

Orang-orang yang saya sayangi yaitu kedua orang tua saya dan juga adik-adik saya. Terima kasih atas doa, kasih sayang, dukungan batin, materi, dan bantuan tak ternilai lainnya yang telah bapak dan mama berikan selama ini hingga saya bisa mencapai titik ini.

Bapak Prof. Dr. Ir. Zahrul Mufrodi, S.T., M.T., IPM terimakasih telah memberikan bimbingan, dukungan, motivasi dan kesabaran serta bantuannya dalam menyelesaikan skripsi ini. Dosen-dosen Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan yang telah memberikan ilmu yang bermanfaat selama di bangku perkuliahan. Semoga segala kebaikan Bapak dan Ibu menjadi amal jariyah.

Annis, selaku sahabat sekaligus partner yang sama-sama berjuang dari awal kuliah, kerja praktek, hingga mengerjakan skripsi ini. Terima kasih telah memilih saya untuk menjadi partner dan segala bantuan serta semangatnya, terima kasih telah berjuang bersama saya dan tidak menyerah dalam menyelesaikan skripsi ini.

Sahabat saya Aziz, Fike, Pinky terima kasih sudah menjadi teman yang selalu ada, menjadi teman healing hingga mendengar keluh kesah saya selama 3 tahun ini, terimakasih juga atas segala support dan bantuannya. Semoga kita semua bisa sukses dan persahabatan serta kasih sayang ini dapat selalu terjaga hingga nanti.

Teman-teman angkatan 2020 dan semua pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu, terima kasih atas segala bantuan, motivasi saya ucapkan terimakasih. Semoga Allah melimpahkan rahmat-Nya pada kalian semua, Aamiin.

HALAMAN MOTTO

PENULIS 1

“Sesungguhnya bersama kesulitan itu ada kemudahan. Maka ketika kamu sudah selesai (dari suatu perkara), teruslah bekerja keras (untuk urusan yang lain).”
(Q.S. Al-Insyirah : 6-7)

“Dan barangsiapa bertakwa kepada Allah, niscaya Dia menjadikan kemudahan baginya dalam urusannya ”
(Q.S.At-Talaq: 4)

“Allah tidak akan membebani seseorang melainkan sesuai dengan kadar kesanggupannya”
(Q.S. Al-Baqarah : 286)

“Tidak ada kesuksesan tanpa kerja keras.Tidak ada keberhasilan tanpa kebersamaan.Dan tidak ada kemudahan tanpa do'a”
(Ridwan Kamil)

“Direndahkan dimata manusia ditinggikan dimata tuhan, *Prove Them Wrong*”

PENULIS 2

“Dimana saja kamu berada, kematian akan mendapatkanmu, kendatipun kamu berada dalam benteng yang tinggi dan kukuh.”
(Q.S An-Nisa : 78)

“Orang yang kuat tidak memamerkan harapannya. Orang yang kuat adalah mereka mereka yang terus berusaha untuk mewujudkan harapannya. Dan hanya kepada Tuhanmulah hendaknya kamu berharap”
(Al-Insyirah : 8)

“Apapun yang menjadi takdirmu, akan mencari jalannya menemukanmu”
(Ali bin Abi Thalib)

“Menuntut ilmu adalah takwa.Menyampaikan ilmu adalah ibadah.Mengulang-ulang ilmu adalah zikir.Mencari ilmu adalah jihad.”
(Abu Hamid Al Ghazali)

DAFTAR ISI

PRARANCANGAN PABRIK PHTHALIC ANHYDRIDE DARI NAPHTHALENE DENGAN PROSES OKSIDASI PADA KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN	i
HALAMAN PENGESAHAN.....	iii
PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI	iv
KATA PENGANTAR.....	v
HAL PERSEMBAHAN.....	vi
HALAMAN MOTTO	viii
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR TABEL	xiv
DAFTAR GAMBAR.....	xvi
DAFTAR LAMBANG	xvii
ABSTRAK	xix
BAB I PENDAHULUAN.....	1
I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
I.2. Tinjauan Pustaka	2
I.2.1. Dasar Reaksi	2
I.2.2. Pemilihan Proses	3
I.3. Tinjauan Kinetika Reaksi dan Termodinamika.....	4
I.3.1. Tinjauan Kinetika	4
I.3.2. Tinjauan Termodinamika.....	5
I.4. Kegunaan Produk	7
I.5. Penentuan Kapasitas Pabrik	7
I.5.1. Data Impor	7
I.5.2. Ketersediaan Bahan Baku.....	9
I.5.3. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri	9
I.6. Pemilihan Lokasi	10
BAB II URAIAN PROSES.....	13
II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku	13
II.2. Tahap Pembentukan Produk	13
II.3. Tahap Pemisahan Produk.....	14
II.4. Diagram Alir Kualitatif.....	16
BAB III SPESIFIKASI BAHAN	17

III.1.	Spesifikasi Bahan Baku	17
III.2.	Spesifikasi Bahan Pembantu.....	18
III.3.	Spesifikasi Produk	19
BAB IV	NERACA MASSA	21
IV.1.	Neraca Massa Alat	21
V.I.1.	Neraca Massa Reaktor (R-01).....	20
V.I.2.	Neraca Massa Switch Condensor (SWC-01).....	20
V.I.3.	Neraca Massa Separator (S-01).....	20
V.I.4.	Neraca Massa Cryztalizer (CRZ-01).....	21
IV.2.	Neraca Massa Total.....	22
IV.3.	Diagram Alir Kuantitatif.....	23
BAB V	NERACA PANAS	25
V.1.	Neraca Panas Alat	25
V.I.1.	Neraca Panas Melter (M-01).....	25
V.I.2.	Neraca Panas Evaporator (EVP-01).....	25
V.I.3.	Neraca Panas Reaktor (R-01).....	25
V.I.4.	Neraca Panas Switch Condensor (SWC-01).....	26
V.I.6.	Neraca Panas Criztalizer 01 (CRZ-01)	26
V.I.7.	Neraca Panas Heat Exchanger 01 (HE-01).....	26
V.I.8.	Neraca Panas Cooler 01 (CL-01).....	27
V.I.9.	Neraca Panas Cooler 02 (CL-02).....	27
BAB VI	SPESIFIKASI ALAT	29
VI.1.	Tangki Penyimpanan	29
VI.2.	Pompa	29
VI.3.	Melter.....	30
VI.4.	Furnace.....	30
VI.5.	Heat Exchanger	31
VI.6.	Reaktor.....	31
VI.7.	Switch Condensor	32
VI.10.	Crystalizer	33
BAB VII	UTILITAS	36
VII.1.	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	36
VII.1.1.	Unit Penyediaan Air	36
VII.1.3.	Kebutuhan Air	39

VII.1.4. Kebutuhan Dowtherm A.....	41
VII.2. Unit Pembangkit Steam.....	41
VII.3. Unit Pembangkit Listrik.....	44
VII.4. Unit Penyedia Bahan Bakar.....	44
VII.5. Unit Pengolahan Limbah.....	44
VII.5.1. Limbah Cair.....	44
VII.5.2. Limbah Padat.....	47
VII.5.3. Limbah Gas.....	47
VII.6. Unit Penyediaan Udara Tekan.....	49
VII.7. Laboratorium.....	49
BAB VIII LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES.....	51
VIII.1. Lokasi Pabrik.....	51
VIII.2. Tata Letak Pabrik.....	53
VIII.3. Layout Peralatan.....	57
BAB IX STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN.....	60
IX.1. Organisasi Perusahaan.....	60
IX.2. Struktur Organisasi.....	60
IX.3. Tugas dan Wewenang.....	61
IX.4. Pembagian Jam Kerja.....	67
IX.4.1. Karyawan Non Shift.....	67
IX.4.2. Karyawan Shift.....	67
IX.5. Perincian Tugas dan Keahlian.....	68
IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	69
IX.6.1. Sistem Kepegawaian.....	69
IX.6.2. Sistem Gaji.....	69
IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	70
IX.8. Manajemen Perusahaan.....	71
BAB X EKONOMI TEKNIK.....	73
X.1. Dasar Perhitungan.....	74
X.2. Penghitungan Biaya Produksi.....	79
X.2.1. Capital Investment.....	79
X.2.2. Manufacturing Cost.....	79
X.2.3. General Expenses.....	80
X.3. Analisis Kelayakan.....	80

X.3.1. Percent Return on Investment (ROI).....	80
X.3.2. Pay Out Time (POT)	80
X.3.3. Break Even Point (BEP).....	80
X.3.4. Shut Down Point (SDP)	81
X.3.5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR).....	81
X.3.6. Hasil Penghitungan	82
X.5. Analisis Keuntungan	85
X.6. Analisis Kelayakan.....	85
BAB XI KESIMPULAN	88
XI.1. Kesimpulan	88
XI.2. Saran	89
DAFTAR PUSTAKA	90
LAMPIRAN	92

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Perbandingan Proses Oksidasi Napthalene dan Proses Oksidasi O-xylene	3
Tabel I.2 Harga $\Delta H^{\circ}f$ Tiap Komponen	5
Tabel I.3 Harga $\Delta G^{\circ}f$ Tiap Komponen	6
Tabel I.4 Data Impor <i>Phthalic Anhydride</i> di Indonesia	8
Tabel I.5 Data Ketersediaan Bahan Baku <i>Phthalic Anhydride</i>	9
Tabel I.6 Data Perusahaan <i>Phthalic Anhydride</i> di Dunia	10
Tabel III.1 Sifat Fisis Bahan Baku	17
Tabel III.3 Sifat Fisis Produk utama dan hasil samping	19
Tabel IV.1 Neraca Massa Reaktor	21
Tabel IV.2 Neraca Massa Switch Condensor	21
Tabel IV.3 Neraca Massa Separator	21
Tabel IV.4 Neraca Massa Cryztalizer	22
Tabel IV.6 Neraca Massa Total	25
Tabel V.1 Neraca Panas Melter	25
Tabel V.2 Neraca Panas Furnace	25
Tabel V.3 Neraca Panas Reaktor	26
Tabel V.4 Neraca Panas Switch Condensor	26
Tabel V.5 Neraca Panas Separator	26
Tabel V.6 Neraca Panas Crystalizer	27
Tabel V.7 Neraca Panas Heat Exchanger	25
Tabel V.8 Neraca Panas Cooler 01	26
Tabel V.9 Neraca Panas Cooler 02	26
Tabel V.10 Neraca Panas Rotary Cooler	26
Tabel VI.1 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan	27
Tabel VI.2 Spesifikasi Alat Melter	28
Tabel VI.3 Spesifikasi Alat Furnace	28
Tabel VI.4 Spesifikasi Alat Heat Exchanger	29
Tabel VI.5 Spesifikasi Alat Reaktor	29
Tabel VI.6 Spesifikasi Alat Switch Condensor	30
Tabel VI.7 Spesifikasi Alat Separator	30
Tabel VI.8 Spesifikasi Alat Cooler	31
Tabel VI.9 Spesifikasi Alat Crystalizer	31
Tabel VI.10 Spesifikasi Alat Rotary Cooler	32
Tabel VII.1 Kebutuhan Air Pendingin	37
Tabel VII.2 Kebutuhan Air Untuk Pembangkit Steam	37
Tabel VIII.1 Rincian Area Pembangunan Pabrik	50
Tabel IX.1 Jadwal Hari dan Jam kerja Karyawan	65
Tabel IX.2 Komposisi dan Sistem Gaji Karyawan	65

Tabel X.1 Indeks dari Chemical Engineering Plant Cost	69
Tabel X.2 Daftar Harga Alat	82
Tabel X.3 Physical Plant Cost (PPC).....	77
Tabel X.4 Direct Plant Cost (DPC).....	77
Tabel X.5 Fixed Capital investement (FCI).....	77
Tabel X.3 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	83
Tabel X.4 Indirect Manufacturing Cost (IMC)	83
Tabel X.5 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	83
Tabel X.6 Total Manufacturing Cost (MC)	83
Tabel X.7 Working Capital (WC).....	83
Tabel X.8 General Expense (GE).....	84
Tabel X.9 Total Production Cost	84
Tabel X.10 Fixed Cost (Fa).....	84
Tabel X.11 Variable Cost (Va)	84
Tabel X.12 Regulated Cost (Ra)	84
Tabel X.13 Trial Discounted Cash Flow Rate (DCFR)	86

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1 Grafik Kebutuhan <i>Phthalic Andydride</i> di Indonesia.....	8
Gambar II.1 Diagram Alir Kualitatif	9
Gambar IV.1 Diagram Alir Kuantitatif.....	24
Gambar VII.1 Diagram Alir Pengolahan Air.....	42
Gambar VII.2 Diagram Alir Sistem Pengolah Limbah.....	48
Gambar VIII.1 Tata Letak Bangunan Pabrik	56
Gambar VIII.2 Tata Letak Alat Proses	58
Gambar X.1 Grafik Ekstrapolasi Indeks Harga	75
Gambar X.2 Grafik Hubungan Kapasitas Produksi dan Biaya.....	87

DAFTAR LAMBANG

A	= Luas permukaan panas, ft ² , in ² , m
A _R	= Luas permukaan dinding reaktor, m ²
A	= Jari jari dalam reaktor, m
BEP	= <i>Break Event Point</i>
BHP	= <i>Break Horse Power</i> , Hp
BM	= Berat Molekul, kg/kmol
C	= Faktor korosi, in
C _A	= Konsentrasi zat A, kmol/L
CA ₀	= Konsentrasi zat A mula-mula, kmol/L
CL	= <i>Cooler</i>
C _p	= Kapasitas panas, Btu/lb.F, kkal/kg.C
D	= Diameter, in, m
DMC	= <i>Direct Manufacturing Cost</i>
DPC	= <i>Direct Plant Cost</i>
E	= Efisiensi pengelasan
E _a	= Harga alat dengan kapasitas diketahui
E _b	= Harga alat dengan kapasitas dicari
E _x	= Harga alat untuk tahun x
E _y	= Harga alat untuk tahun y
FV	= Kecepatan volumetrik, m ² /j, L/j
FCI	= <i>Fixed Capital Investment</i>
F _a	= <i>Fixed Cost</i>
FU	= <i>Furnace</i>
F	= <i>Allowable stress</i>
F	= Faktor friksi
GE	= <i>General Expense</i>
g _c	= Gravitasi, m ² /s
gpm	= Galon per menit
HE	= <i>Heat Exchanger</i>
h _i	= Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, Btu/j.ft.F
h _o	= Koefisien perpindahan panas, Btu/j.ft.F
ID	= Diameter dalam, in, m, ft
IMC	= <i>Indirect Manufacturing Cost</i>
J	= Lebar <i>baffle</i> , m, in, ft
L	= Tinggi, m, in, ft
LC	= <i>Level control</i>
Le	= Panjang elbow, ft
N _{re}	= <i>Reynold number</i>
N _t	= Jumlah <i>tube</i>
N _x	= Nilai <i>index</i> tahunan x
N _y	= Nilai <i>index</i> tahunan y
OD	= Diameter luar, m, in, ft
P	= <i>Power motor</i> , HP

POT	= <i>Pay Out Time</i>
Q	= Panas, Btu/j, Kkal/j, K/J
r	= Jari-jari, m
R	= Reaktor
ROI	= <i>Return Of Investment</i>
Ra	= <i>Regulated Cost</i>
SDP	= <i>Shut Down Point</i>
Sa	= <i>Sales Expense</i>
Sch	= <i>Schedule</i>
SP	= Separator
T	= Suhu, °C, °F, °K
S-n	= Silo
t	= Waktu, detik, menit, jam
th	= Tebal dinding <i>head</i> , in
ts	= Tebal dinding <i>shell</i> , in
UPL	= Unit Pengolahan Limbah
M	= <i>Melter</i>
WC	= <i>Working Capital</i>
X	= Konversi
μ	= Viskositas, Cp
Σ	= Jumlah
η	= Efisiensi pompa
P	= Densitas, kg/m ³
Δp	= <i>Pressure Drop</i> , psi
ΔT	= Beda suhu
SWC	= <i>Switch Condensor</i>
RC	= <i>Rotary Cooler</i>

ABSTRAK

Phthalic anhydride merupakan senyawa organik dengan formula $C_8H_4O_3$ berbentuk kristal berwarna putih dan berbau apak. *Phthalic anhydride* memiliki berbagai kegunaan di industri kimia, terutama industri *plasticizer*. Prarancangan pabrik *phthalic anhydride* dilakukan untuk mengkaji kelayakan pabrik untuk didirikan. Kebutuhan *phthalic anhydride* saat ini masih diimpor dari luar negeri, oleh karena itu pabrik dirancang dengan kapasitas 50.000 ton/tahun didirikan untuk memenuhi kebutuhan *phthalic anhydride* dalam negeri pada berbagai industri dengan kemurnian *phthalic anhydride* yaitu 99,8% berat. Bahan baku berupa *naphthalene* diperoleh dari PT. ABA Chemie, Selangor, Malaysia. Sedangkan untuk udara diperoleh dari sekitar pabrik yang didirikan di daerah Cilegon, Banten.

Proses produksi *phthalic anhydride* menggunakan proses oksidasi, di mana reaksi pembentukan *phthalic anhydride* dari *naphthalene* dan udara menggunakan reaktor *fixed bed multitube* yang beroperasi secara *isothermal non adiabatic* pada suhu 260-400°C dan tekanan 1 atm dengan katalis vanadium pentaoksida. Reaksi yang terjadi di dalam reaktor secara eskotermis dan *irreversible*. Proses produksi terdiri dari 3 tahap, yaitu tahap persiapan bahan baku, tahap reaksi, dan tahap pemisahan. Untuk mendukung proses produksi *phthalic anhydride* dibutuhkan *steam* pemanas dan air yang disediakan dari unit utilitas. Air yang diperlukan untuk pabrik sebesar 1187920,9859 kg/jam, pabrik ini membutuhkan listrik sebesar 769,94 kW yang disuplai oleh PLN dan generator cadangan. Pabrik ini akan dibangun di Cilegon, Banten. Pemilihan lokasi ini berdasarkan ketersediaan area bahan baku dan transportasi yang berdekatan dengan pelabuhan. Pabrik ini membutuhkan tenaga kerja sebanyak 410 karyawan baik staf maupun *shift* dan akan beroperasi selama 330 hari/tahun atau 24 jam/hari.

Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, sifat bahan baku, dan produk maka pabrik *phthalic anhydride* dengan kapasitas 50.000 ton/tahun ini termasuk pabrik beresiko tinggi. Berdasarkan hasil analisis ekonomi dari prarancangan pabrik *phthalic anhydride* diperoleh persentase *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak yaitu 57,59 %, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 1,48 tahun, *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) 60,00%, *Break Even Point* (BEP) yaitu 43,78 %, sedangkan *Shut Down Point* (SDP) 28,43%. Analisis tersebut menunjukkan hasil yang baik sehingga dapat disimpulkan bahwa pabrik ini menarik untuk dikaji lebih lanjut.

Kata Kunci: *Phthalic anhydride*, Proses Oksidasi *Naphthalene*, *Fixed Bed Multitube*

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Indonesia adalah negara berkembang yang sedang melakukan pembangunan disegala bidang, salah satunya pada bidang industri termasuk juga industri kimia. Dengan kebijakan pemerintah dalam industry, didirikannya pabrik-pabrik dengan tujuan mengurangi ketergantungan Indonesia dengan negara lain. Apabila bahan baku dan bahan penunjang dapat diperoleh di dalam negara sendiri maka akan menguntungkan dalam segi perekonomian seperti menghambat pengeluaran devisa, dapat membuka lapangan pekerjaan baru, dan juga dapat meningkatkan ekspor.

Phthalic anhydride termasuk dalam senyawa organik yang mempunyai rumus kimia $C_8H_4O_3$ berbentuk kristal berwarna putih dan berbau apak. *Phthalic anhydride* merupakan bahan setengah jadi yang digunakan sebagai bahan baku untuk industri lain. *Phthalic anhydride* digunakan sebagai bahan baku utama untuk memproduksi *phthalic plasticizer* (56%), *unsaturated polyester* dan *alkid resin* (17%). Pada pembuatan parfum, pigmen, obat-obatan serta penolak serangga juga menggunakan *phthalic anhydride*.

Bahan baku yang digunakan untuk memproduksi *phthalic anhydride* berasal dari naphthalene dan *o-xylene*. Kebutuhan bahan ini masih didapatkan dengan mengimpor dari Malaysia karena jaraknya yang lebih dekat dari Indonesia dan juga tidak ada industri didalam negeri yang dapat memproduksi dua bahan tersebut.

Di Indonesia kebutuhan *phthalic anhydride* akan terus meningkat setiap tahunnya, dan hanya mengandalkan produksi lokal serta impor. Namun, pada saat ini di dalam negeri hanya mempunyai satu pabrik yang dapat memproduksi *phthalic anhydride* yaitu PT. Pertowidada Gresik dengan kapasitas 70.000 ton/tahun. Namun dengan kapasitas tersebut tidak dapat memenuhi kebutuhan pasar apalagi untuk sekarang ini diperkirakan tidak hanya Indonesia saja yang kebutuhan *phthalic anhydride* meningkat tetapi negara lain juga seperti Malaysia, Myanmar, Singapura, Thailand dan Vietnam. Hal ini dapat dilihat dari kebutuhan *phthalic*

anhydride selama 5 tahun terakhir. Berdasarkan pertimbangan diatas, maka pendirian pabrik *phthalic anhydride* perlu didirikan dengan tujuan untuk mengurangi jumlah impor dan memiliki peluang untuk di ekspor.

I.2. Tinjauan Pustaka

I.2.1. Dasar Reaksi

Phthalic anhydrate mempunyai rumus molkeul $C_8H_4O_3$ dan mempunyai berat molekul 148,11 gram/mol. *Phthalic anhydrate* dibuat dengan bahan dasar Naphthalene dengan proses oksidasi dalam fasa uap dengan menggunakan katalis *vanadium pentaoksida* dan *molybdenum oksida* untuk mempercepat reaksi. Proses pembuatan *phthalic anhydrate* melibatkan reaksi samping dan produk. Oleh karena itu pemilihan katalis yang mempunyai kualitas dan kuantitas yang bagus sangat mempengaruhi untuk mencapai selektivitas pada produk akhir.

Pada proses pembuatan *phthalic anhydrate* dari naphthalene dan oksigen menggunakan reaksi oksidasi udara katalitik fase gas berlangsung didalam reaktor *fixed bed multitube* (Newnan, 1975). Proses pembuatan *phthalic anhydrate* dengan menggunakan proses oksidasi naphthalene untuk reactor yang digunakan jenis *Fixed Bed Reactor* dengan katalis *vanadium pentaoxide* (V_2O_5) dengan penyangga silica gel. Proses pembuatan phthalic anhydride yang dikenal pada saat ini ada dua jenis,yaitu :

a. Dari naphthalene dan oksigen dengan proses oksidasi



Proses pembuatannya dengan cara mencairkan *naphthalene* kemudian mencampur dengan udara. Udara yang digunakan untuk bereaksi dengan naphthalene dua kali berlebih. Kemudian campuran dimasukkan kedalam reaktor fixed bed dengan menggunakan katalis V_2O_5 dengan tekanan 1 atm dan suhu 350 °C. Gas yang keluar dari reaktor akan didinginkan dan diembunkan. *Phthalic anhydride* kemudian dibentuk menjadi butiran dengan kemurnian 99,80 % (Weissermel and Arpe, 1997).

b. Proses oksidasi *o-xylene* dengan udara fase uap



Pada proses ini *o-xylene* diuapkan dan dicampur dengan udara kemudian dipanaskan hingga suhu 371-382 °C dan tekanan yang digunakan 1,3-2,04 atm. kemudian campuran dimasukkan didalam reactor. Reaktor yang digunakan fixed-bed kemudian dicampur dengan katalis *vanadium pentaoksida* sehingga terjadi reaksi pembentukan *phthalic anhydride*. Hasil uap kemudian didinginkan dan diembunkan. Gas dan cairan dipisahkan menggunakan separator, kemudian *phthalic anhydride* dipisahkan dari impuritisnya dalam menara destilasi untuk mendapatkan *phthalic anhydride* dengan kemurnian 78% dengan sisa 3,5% *maleic anhydride*, dan 18,5% karbondioksida dan air (Tsang,1993).

1.2.2. Pemilihan Proses

Perbandingan antara proses oksidasi naphthalene dan proses oksidasi *o-xylene* dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel I.1 Perbandingan Pemilihan Proses

No	Pertimbangan	Proses Oksidasi <i>Napthalene A</i>	Proses Oksidasi <i>O-xylene B</i>	Nilai	
				A	B
1.	Bahan baku	<i>Napthalene</i>	<i>O-xylene</i>	****	**
2.	Fase	Gas-gas	Gas-gas	***	***
3.	Tekanan	1 atm	1,3-2,04 atm	****	**
4.	Suhu reaktor	260-400 °C	537,78 °C	***	**
5.	Katalis	V_2O_5	V_2O_5	***	***
6.	Konversi	99,80 %	78 %	****	***
7.	Reaktor	Fixed Bed	Fixed Bed	***	***
TOTAL NILAI				24	19

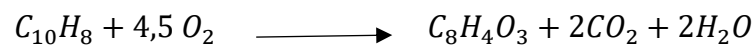
Keterangan :

- * : Tidak menguntungkan
- ** : Cukup menguntungkan
- *** : Menguntungkan
- **** : Sangat menguntungkan

Dari data perbandingan untuk pemilihan proses diatas, jumlah nilai pada kedua proses A (oksidasi *naphthalene*) lebih besar dibandingkan dengan proses B (oksidasi *O-xylene*) berdasarkan pertimbangan berikut :

- I. Suhu operasi yang digunakan untuk proses A lebih rendah yaitu 260 °C.
- II. Pada proses A didapatkan kemurnian yang lebih tinggi yaitu 99,80%, dibandingkan dengan proses 1 yaitu 78%.
- III. Bahan baku *naphthalene* yang tersedia lebih banyak dan mudah ditemukan daripada *O-xylene*.

I.3. Tinjauan Kinetika Reaksi dan Termodinamika



I.3.1. Tinjauan Kinetika

Kondisi Operasi:

Suhu : 260- 400°C

Tekanan : 1 atm

Orde reaksi : 1 (orde 1)

Konversi : 99,80 %

Kinetikanya dapat dilihat dari kenaikan temperature yang akan mempengaruhi kecepatan reaksinya. Hal ini dapat dilihat pada persamaan Arrhennius.

$$k = A. e^{-Ea/RT}$$

Peterson (1962) menyatakan persamaan kecepatan reaksi kimia dapat dihitung dengan cara :

$$k = k_0. e^{-Ea/RT}$$

$$k = 5,6 \times 10^6. e^{-1700/RT}$$

(Peterson,1962)

Dimana :

k = Konstanta kecepatan reaksi (1/sec)

E =Energi aktivasi (1700 cal/mol)

R =Konstanta gas ideal $\left(1,987203 \frac{cal}{mol.k}\right)$

T = Suhu fluida (K)

k_0 = Faktor A ($5,6 \times 10^6$ 1/sec)

I.3.2. Tinjauan Termodinamika

Tujuan dari tinjauan termodinamika yaitu untuk mengetahui bahwa :

1. Pada proses reaksi dapat menghasilkan panas (eksoterm) dengan nilai ΔH negative atau dapat menyerap panas dengan ΔH positif.
2. Reaksi spontan dan tidak spontan dipengaruhi oleh ΔG dapat bernilai positif dan negative. Apabila ΔG negative maka reaksi berjalan spontan dan jika ΔG positif berjalan tidak spontan
3. Konstanta kesetimbangan reaksi dipengaruhi dari arah suatu reaksi. Apabila (*reversible*) berjalan dua arah secara bolak balik sedangkan jika (*irreversible*) konstanta kesetimbangan besar.

Proses reaksi oksidasi *naphthalene* sebagai berikut :



Dengan kondisi operasi :

Suhu (T) = 260-400 °C

Tekanan (P) = 1 atm

1. Sifat reaksi

Digunakan untuk mengetahui apakah reaksi membutuhkan dan menghasilkan panas (endotermis dan eksotermis) dapat diketahui melalui perhitungan panas pembentukan total.

Tabel I.2 Panas Pembentukan Standar pada T=298 K dan P=1 atm

Komponen	$\Delta H^0 f$
$C_{10}H_8$	-150,60
O_2	0
Komponen	
$C_8H_4O_3$	-393,13
CO_2	-393,5
H_2O	-241,8

$$\Delta H^{\circ}R_{298,15K} = \Delta H^{\circ}f_{\text{produk}} - \Delta H^{\circ}f_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H^{\circ}R_{298,15K} = [(n \times \Delta H^{\circ}f)C_{10}H_8 + (n \times \Delta H^{\circ}f)CO_2 + (n \times \Delta H^{\circ}f)H_2O] - [(n \times \Delta H^{\circ}f)C_{10}H_8 + (n \times \Delta H^{\circ}f)O_2] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}R_{298,15K} = [(1 \times -393,13) + (2 \times -393,50) + (2 \times -241,80)] - [(1 \times -150,96) + (4,5 \times 0)] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}R_{298,15K} = -1814,69 \text{ kJ/mol}$$

Hasilnya diperoleh nilai $\Delta H^{\circ}R_{298}$ negatif, maka reaksi bersifat eksotermis
Kelangsungan reaksi

Kelangsungan reaksi digunakan untuk mengetahui reaksi spontan atau tidak spontan melalui perhitungan energi gibbs pada $T=298 \text{ K}$ dan $P= 1 \text{ atm}$ seperti yang ditampilkan pada tabel 1.3 didapat data dari Yaws (1999).

Komponen	$\Delta G^{\circ}f \left(\frac{Kj}{mol}\right)$
$C_{10}H_8$	224,10
O_2	0,00
$C_8H_4O_3$	-329
CO_2	-394,40
H_2O	-228,60

$$\begin{aligned} \Delta G_{298,15K} &= \Delta G^{\circ}f_{\text{produk}} - \Delta G^{\circ}f_{\text{reaktan}} \\ &= -1799,10 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diatas nilai ΔG° yang diperoleh < 0 , artinya reaksi dapat berlangsung.

Harga konstanta kesetimbangan pada keadaan standar

$$\Delta G = -R.T.lnK_{298}$$

$$\Delta G_{298} = -1799100 \text{ kJ/mol}$$

$$lnK_{298} = \frac{\Delta G_{298}}{-R.T}$$

$$lnK_{298} = \frac{-1799100}{-8,314 \times 298}$$

$$lnK_{298} = 726,15447$$

Harga $K_{operasi}$ pada suhu $260\text{ }^{\circ}\text{C} = 533\text{ K}$ dapat dihitung sebagai berikut.

$$\ln \frac{K_{533}}{K_{298}} = \frac{\Delta G}{-R} \times \frac{T - T_{reff}}{T \times T_{reff}}$$

$$\ln \frac{K_{533}}{K_{298}} = \frac{-1799100}{-8,314} \times \frac{533 - 298}{533 \times 298}$$

$$\ln \frac{K_{533}}{K_{298}} = 32,0161$$

$$\frac{K_{533}}{K_{298}} = \exp 32,0161$$

$$\frac{K_{533}}{K_{298}} = 8,02446 \times 10^{13}$$

$$K_{533} = 2,69277 \times 10^{11}$$

Karena nilai K sangat besar maka reaksi yang terjadi *irreversible*

I.4. Kegunaan Produk

Secara umum *Phthalic Anhydride* dapat digunakan untuk beberapa hal sebagai berikut :

1. Industri *phthalate plasticizer phthalic anhydride* ini dipakai untuk mengubah sifat-sifat fisika resin *polivinil klorida*.
2. Industri *alkyd resin*, resin merupakan lapisan pelindung pada permukaan dinding (cat) insulator listrik dan komponen elektronik.
3. *Unsaturated polyester resin (UPR)* merupakan bahan pembuatan fiber glass yang proses selanjutnya akan dipakai untuk membuat badan kendaraan, tubuh kapal, tangka, panel-panel gedung dan sebagainya.
4. Industri lainnya *phthalic anhydride* digunakan untuk pembuatan *halogenated anhydride* sebagai bahan *polyester polialkohol* untuk pewarna , parfum, obat-obatan dan bahan penolak serangga.

(Kirk and Othmer,1998)

I.5. Penentuan Kapasitas Pabrik

I.5.1. Data Impor

Kebutuhan *phthalic anhydride* diperkirakan akan semakin meningkat, karena semakin banyak berkembang industry polimer baik di Indonesia

dan di luar negeri yang membutuhkan bahan baku seperti *plasticizer*, *unsaturated polyester*, *alkyd resin*.

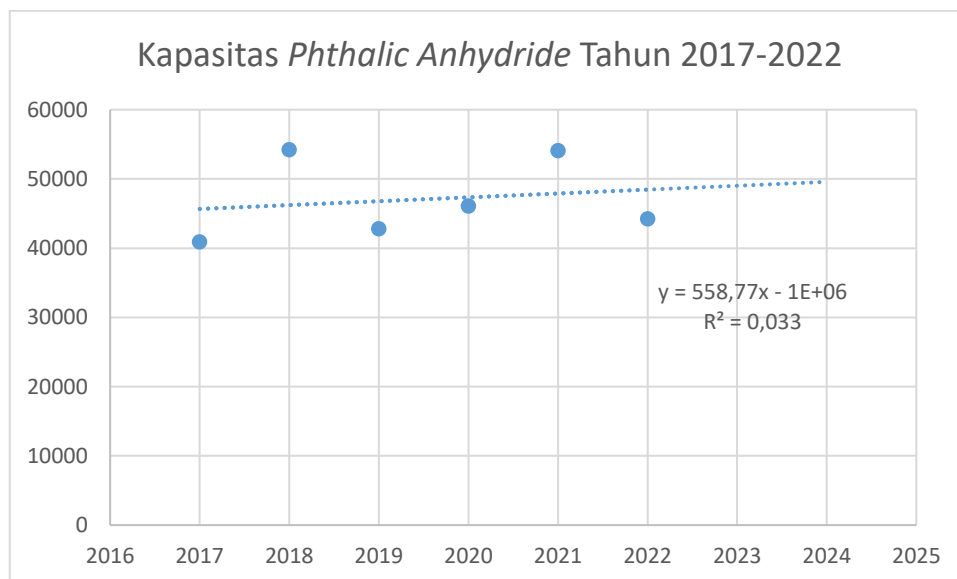
Kebutuhan rata-rata data impor *phthalic anhydride* yang didapatkan pada BPS (Badan Pusat Statistik) pada rentang tahun 2018-2022 dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel I.4 Data Impor *Phthalic Anhydride* di Indonesia

No	Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	2018	54.223
2	2019	42.796
3	2020	46.103
4	2021	54.098
5	2022	44.231

Sumber: <https://www.bps.go.id> Tahun 2017-2022.

Dapat dilihat dari data yang didapatkan pada tabel I.4 bahwa apabila pabrik direncanakan akan dibangun pada tahun 2027, maka perkiraan kapasitas yang akan digunakan dapat dilihat dari persamaan regresi linier yang didapatkan. Pada Tabel I.4 dapat digambarkan grafik hubungan antara tahun impor dengan jumlah data *phthalic anhydride* impor yang dilakukan. Hubungan dapat dilihat dari grafik yang tertera berikut.



Gambar I.1 Grafik Kebutuhan *Phthalic Anhydride* di Indonesia

Berdasarkan grafik di atas didapatkan nilai regresi linier $y = 558,7714x - 1081379$. Pabrik *phthalic anhydride* ini akan dibangun pada 2027 dengan pertimbangan data BPS pada tahun 2017-2022 dapat ditentukan kapasitas pabrik *phthalic anhydride* dengan cara menghitung regresi linier dengan persamaan:

$$y = 558,7714x - 1081379$$

$$y = (558,7714 \cdot 2027) - 1081379$$

$$y = 51250,29$$

Dari hasil penghitungan kapasitas di atas, kebutuhan *phthalic anhydride* di Indonesia sebesar 51250,29 ton pada tahun 2027. Dapat dilihat dari grafik bahwa kebutuhan *phthalic anhydride* setiap tahunnya naik dan turun. Oleh karena itu, tingginya impor yang dilakukan dapat melatarbelakangi perlunya pembangunan pabrik di Indonesia. Dengan perencanaan pembangunan pabrik dengan kapasitas sebanyak 50.000 ton/tahun diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi kebutuhan impor *phthalic anhydride*.

I.5.2. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan untuk pembuatan *phthalic anhydride* yaitu naphthalene yang didapatkan dari negara Chime, Malaysia, dan Selangor. Untuk bahan baku udara didapatkan dari lingkungan sekitar. Berikut merupakan beberapa pabrik naphthalene yang telah berdiri pada tabel I.5.

Tabel I.5 Data Ketersediaan Bahan Baku *Phthalic Anhydride*

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
Creekside Industries	Baytown, Texas	16.330
Koppers industries, Inc	Follansbee, West Valley	65.320
ABA Chemie	Selangor, Malaysia	78.000
TOTAL		159.650

I.5.3. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri

Produksi *phthalic anhydride* di dunia terletak di berbagai wilayah yaitu Eropa dan Indonesia. Untuk wilayah dan kapasitas yang diproduksi bisa dilihat pada tabel berikut.

Tabel I.6 Data Perusahaan *Phthalic Anhydride* di Dunia

No	Lokasi	Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
1.	Texas,USA	BASF	125.000
2.	Louisiana,USA	Exxon Mobile	135.000
3.	Mexico	Grupo Primex	35.000
4.	Mexico	Koppers Industries	100.000
5.	USA	Stepan	110.000
6.	Italy	Polynt	110.000
7.	France	Arkema	90.000
8.	German	Lanxess	85.000
9.	Hungary	Kemplas	50.000
10.	Belgium	Proviron Vital	105.000
11.	Gresik,Indonesia	Pertrowidada	70.000
TOTAL			1.015.000

Sumber: Icis.com

Berdasarkan data industri *phthalic anhydride* di dunia untuk kapasitas minimum sebesar 35.000 ton/tahun yang terdapat pada perusahaan Grupo Primex yang bertempat di Mexico. Adapun untuk kapasitas maksimum sebesar 135.000 ton/tahun yang terdapat pada perusahaan Exxon Mobile yang berlokasi di Louisiana,USA.

Adapun dengan pertimbangan kapasitas pabrik yang sudah berdiri, jumlah impor, kapasitas pabrik, dan proyeksi kebutuhan *phthalic anhydride* ke depan dapat disimpulkan bahwa perlunya pendirian pabrik *phthalic anhydride* di Indonesia pada tahun 2027 dengan kapasitas 50.000 ton/tahun dengan tujuan memenuhi kebutuhan *phthalic anhydride* di Indonesia dan mengurangi angka impor *phthalic anhydride*.

I.6. Pemilihan Lokasi

Lokasi dari pendirian pabrik harus memperhatikan letak geografis karena akan mempengaruhi kelangsungan hidup dari perusahaan. Sebelum mendirikan pabrik juga harus melakukan survey untuk mempertimbangkan factor-faktor penunjang pabrik. Lokasi yang akan dipilih untuk pendirian pabrik *phthalic anhydride* ini dikawasan industri cilegon banten dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

1. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku dari pembuatan *phthalic anhydrate* ini adalah naphthalene yang dapat diperoleh dari ABA Chemie Shah Alam, Selangor Malaysia.

2. Daerah Pemasaran

Didaerah Cilegon sendiri telah banyak berdiri pabrik yang menggunakan bahan baku *phthalic anhydrate* seperti industri *unsaturated polyester resin* dan industri *alkyld resin* biaya pemasaran dan transportasi produk lebih murah dan mudah. Cilegon juga mempunyai akses jalan serta Pelabuhan yang cukup besar untuk memudahkan distribusi.

3. Sarana transportasi

Kawasan industri Cilegon yang berdekatan dengan area-area industri akan memudahkan jangkauan pemasaran. Posisinya juga tidak jauh dari Pelabuhan Merak yang mempermudah untuk memasok bahan baku. Di kota Cilegon juga terdapat 2 terminal bus yaitu Terminal Utama Terpadu nasional dan juga Terminal Kota Cilegon. Terdapat juga 3 stasiun kereta api yaitu Stasiun Cilegon, Stasiun Krenceng dan Stasiun Merak. Untuk bandara yang terdekat juga ada Soekarno-Hatta International Airport yang berlokasi di Tangerang, Banten.

4. Tenaga Kerja

Cilegon dekat dengan kota-kota besar disekitarnya seperti Jakarta dan Bandung yang memiliki banyak penduduk sehingga tenaga kerja sebagai tenaga ahli didatangkan dari perguruan tinggi dengan kualifikasi yang sesuai sedangkan untuk tenaga kerja yang menengah maupun yang kasar diambil dari daerah disekitar pabrik.

5. Utilitas

Utilitas utama dari sebuah pabrik adalah kebutuhan listrik dan air. Untuk kebutuhan listrik akan dipenuhi oleh PLN dan Sebagian lagi akan disuplay oleh generator pembangkit tenaga listrik yang dimiliki oleh pabrik. Kebutuhan bahan bakar akan disuplay oleh Pertamina. Untuk kebutuhan air untuk konsumsi dan sanitasi pekerja didapatkan dari PT. Krakatau Tirta Industri dan untuk pendingin diperoleh darisungai Cidanau, karena lokasi pabrik yang berdekatan dengan sungai.

6. Keadaan Geografis

Kawasan Cilegon ini berada pada daerah yang beriklim tropis sehingga iklim dan cuaca relative stabil. Keadaan tanahnya juga dataran yang rata dan relative stabil.

7.Regulasi dan Perijinan

Kawasan industry Cilegon ini merupakan Kawasan industri yang telah banyak pabrik berdiri disana, sehingga perijinan mendirikan pabrik yang baru relative lebih mudah. Dengan adanya dorongan dari pemerintah untuk perkembangan industri dan diharapkan dapat memberikan keuntungan tersendiri. Masyarakat di sekitar industri ini merupakan faktor yang sangat berpengaruh di kawasan industri Krakatau *Steel*, Cilegon, Banten. Letak kawasan ini sudah dipenuhi banyak pabrik, sehingga sudah terdapat penataan kawasan dan cukup banyak fasilitas-fasilitas penunjang yang sangat memadai.

BAB II URAIAN PROSES

II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Pada produksi *phthalic anhydrate* menggunakan bahan baku berupa *naphthalene* (C₁₀H₈) dan *o-xylene*, tetapi pada proses kali ini hanya menggunakan bahan baku yang berupa *naphthalene* (C₁₀H₈) dan udara. *Naphthalene* (C₁₀H₈) sendiri diperoleh dari PT. ABA Chemie, Selangor, Malaysia, sedangkan untuk udara diperoleh dari lingkungan sekitar pabrik. Pada pembuatan *phthalic anhydride* ini menggunakan katalis *vanadium pentoksida* (V₂O₅). Tujuan penambahan katalis ini adalah untuk meningkatkan laju reaksi.

Naphthalene yang belum digunakan akan disimpan didalam silo dengan kondisi operasi pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Setelah keluar dari silo *naphthalene* dimasukkan menuju Melter (M-01). Melter ini berfungsi untuk mengubah fase padat dari *naphthalene* menjadi fase cair dengan menggunakan panas. *Naphthalene* yang mempunyai fase cair dengan suhu keluaran melter 80 °C kemudian dialirkan menuju (HE-01) untuk menaikkan suhunya menjadi 150 °C sebelum masuk ke evaporator (EVP-01). Evaporator ini berfungsi untuk menguapkan *naphthalene* cair menjadi gas sebelum masuk ke reaktor dinaikkan suhunya menggunakan (HE-03) dari 150 °C menjadi 260 °C.

Kemudian udara dengan kondisi operasi suhunya 30 °C dan tekanan 1 atm dialirkan kedalam (HE-03) untuk dipanaskan. Kemudian udara dialirkan menggunakan (K-01) menuju ke reaktor dan *naphthalene* yang keluar dari evaporator juga masuk kedalam reaktor (R-01) dengan suhu 260 °C dan tekanan 1 atm.

II.2. Tahap Pembentukan Produk

Reaksi yang berlangsung didalam reaktor (R-01), reaktor yang digunakan adalah tipe *fixed bed multitube*. Berikut ini adalah reaksi yang terjadi di dalam reaktor (R-01):



Reaksi oksidasi *naphthalene* menggunakan katalis untuk meningkatkan laju reaksi. Katalis yang digunakan adalah *vanadium pentaoksida* (V_2O_5) yang dimasukkan kedalam pipa (tube). Reaksi oksidasi *naphthalene* bersifat eksotermis dan juga isothermal dengan suhu masuk dan keluar yang tetap sehingga diperlukan zat pendingin untuk menjaga suhu. Pendingin yang digunakan yaitu dowtherm A yang dialirkan kedalam Shell.

II.3. Tahap Pemisahan Produk

Produk panas dari reaktor (R-01) yang berbentuk gas kemudian didinginkan dengan alat pendingin atau Cooler (CL-01) hingga mencapai suhu $130,1^{\circ}C$ dengan menggunakan media pendingin berupa water, selanjutnya gas dialirkan ke dalam *switch condenser* (SWC-01) yang berfungsi untuk mengkondensasi *phthalic anhydride* sekaligus menghilangkan pengotor (*impurities*) yaitu nitrogen (N_2), oksigen (O_2), karbon dioksida (CO_2), dan *naphthalene* ($C_{10}H_8$).

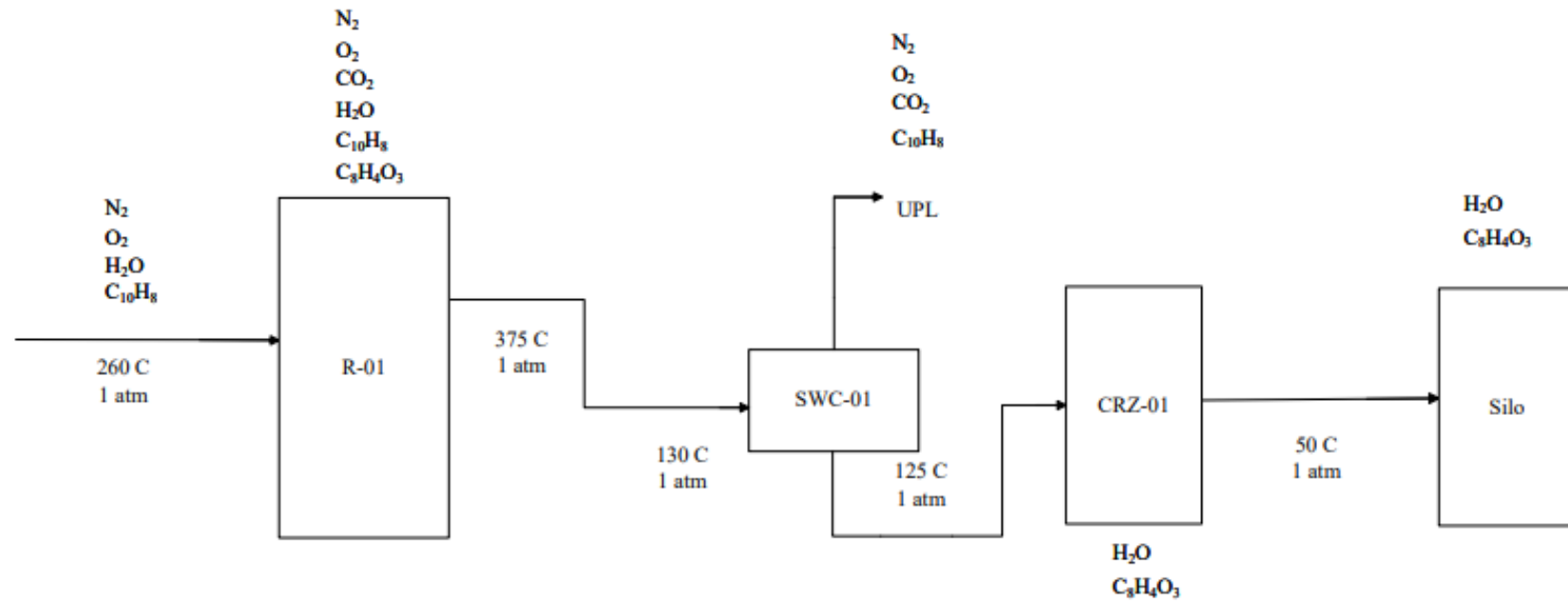
Di dalam *switch condenser* terdapat 2 zona desublimasi dan zona melting. Pada zona desublimasi produk yang diumpankan didinginkan menggunakan pendingin Dowtherm A sehingga *phthalic anhydride* berubah fase menjadi padat pada temperatur suhu $128^{\circ}C$ sedangkan untuk gas yang tidak dapat terkondensasi akan dikeluarkan. Padatan *Phthalic anhydride* dan pengotor yang masih berfase gas dan gas yang tidak terkondensasi dikeluarkan dari *switch condenser*. Kemudian padatan *phthalic anhydride* dilelehkan di zona *melting* menggunakan pemanas downtherm A kemudian didinginkan dengan cooler (CL-02) untuk pengotor cair dan gas dipisahkan dengan separator (SP-01). Selanjutnya untuk produk hasil bawah yaitu *phthalic anhydride* dan air dari *switch condensor* dipompa menuju *Cryztalizer* (CZR-01) untuk dilakukan proses pemadatan atau kristalisasi.

II.4. Tahap Kriztalisasi

Proses pemadatan atau kristalisasi dilakukan dengan menggunakan alat *Cryztalizer* (CZR-01). Umpam berupa *phthalic anhydride* cair diumpankan kedalam alat kristalizer kemudian mendinginkan larutan pada saat suhu larutan turun, komponen zat yang mempunyai titik beku lebih tinggi akan membeku terlebih dahulu sampai titik beku nya pada suhu $130^{\circ}C$ dan menjadi padat. *Crystalizer* pada zona pendinginan terjadi proses penurunan suhu *phthalic anhydride* dari $130^{\circ}C$

menjadi 50°C. Produk dari *crystalizer* diangkut menggunakan *rotary cooler* (RC-01) menuju silo (S-02). Kemurnian *phthalic anhydride* 99,80% dengan pengotor 0,20%.

II.4. Diagram Alir Kualitatif



Gambar II.1 Diagram Alir Kualitatif

BAB III SPESIFIKASI BAHAN

III.1. Spesifikasi Bahan Baku

a. Naphthalene

Naphthalene diperoleh dari PT. Suryamas Mentari yang berlokasi di daerah cikade, Serang, Banten dan Sebagian lainnya diperoleh dimport dari PT. ABA Chemie Shah Alam, Selangor Malaysia. Adapun spesifikasi sifat fisis dari bahan baku dapat dilihat dari bahan baku *naphthalene* yang disajikan pada tabel III.1.

Sifat kimia dari *naphthalene* adalah sebagai berikut :

1. Oksidasi

Reaksi oksidasi *naphthalene* dari jenis pengoksidasi, jenis katalis dan kondisi operasinya. Misalnya oksidasi *naphthalene* menggunakan udara dengan katalis V_2O_5 dengan suhu 260-400°C akan menghasilkan *phthalic anhydrate*.

2. Sulfonasi

Reaksi sulfonasi *naphthalene* akan menjadi produk tergantung dengan kondisi operasinya. Sehingga jika ingin menghasilkan produk tertentu maka perlu adanya pengaturan suhu.

3. Hidrogenasi

Apabila ditambahkan hydrogen pada *naphthalene* maka akan mengakibatkan ikatan rangkap dari inti. Produk dari reaksi hidrogenasi *naphthalene* bergantung dengan kondisi operasi dan katalis yang digunakan.

(Kirk Othem, 1983)

b. Udara

Bahan baku udara diperoleh dari lingkungan sekitar pabrik, sedangkan di dalam udara terdapat 21 % Oksigen dan 79 % Nitrogen. Spesifikasi sifat fisis dari O_2 dan N_2 dapat dilihat pada tabel I.5.

Sifat kimia oksigen dapat bereaksi dengan semua elemen lain kecuali dengan gas mulia helium, neon, argon, reaksi dengan oksigen yang dikenal dengan reaksi pembakaran. Sebagian besar material harus dipaksakan sampai temperature tertentu

untuk memulai proses, tetapi dengan adanya uap air reaksi dengan oksigen terjadi secara perlahan meskipun suhu diatas kamar.

Tabel III.1 Sifat Fisis Bahan Baku

Sifat Fisis	<i>Napthalene</i>	Oksigen	Nitrogen
Wujud/fasa	Padat	Gas	Gas
Rumus Molekul	C ₁₀ H ₈	O ₂	N ₂
Berat Molekul	128,174 Kg/Kmol	31,999 Kg/gmol	28,013 Kg/gmol
Titik Didih	218,14°C	-182,95°C	-196,75°C
Titik Leleh	80,43°C	-128,64°C	-209,85°C
Temperature Kritis	475,33°C	-118,42°C	988,85°C
Tekanan Kritis	39,98 atm	49,77 atm	33,5 atm
Warna	Putih	Tidak Berwarna	Tidak Berwarna
Kemurnian	99,70 %	-	-
Kelarutan	Larut dalam alkohol, ammonia cair, asam karboksilat, dan etanol	-	-

(Carl L. Yaws, 1999)

III.2. Spesifikasi Bahan Pembantu

Pada proses pembuatan *phthalic anhydride* dengan menggunakan proses oksidasi ini menggunakan bahan pembantu yaitu katalis. Adapun katalis yang digunakan yaitu (V₂O₅) fungsi katalis ini yaitu untuk mempercepat reaksi akan tetapi tidak ikut bereaksi. Untuk spesifikasi katalis yang digunakan pada pembuatan *phthalic anhydride* tertera pada Tabel III.2.

Untuk sifat kimia dari V₂O₅ :

1. Mempunyai beberapa tingkatan oksidasi.
2. Dapat membentuk ion kompleks, dengan kation (ion logam vanadium) mengikat beberapa anion dan molekul netral. Selanjutnya kation yang disebut ion pusat, dan anion atau molekul netral berikatan pada ion pusat yang disebut ligan.
3. Molekul vanadium menghasilkan pereduksi campuran silicon dan besi.

Tabel III.2 Sifat Fisis Bahan Pembantu *Vanadium Pentaoksida*

Sifat Fisis	<i>Vanadium Pentaoksida (V₂O₅)</i>
-------------	--

Rumus Molekul	V_2O_5
Wujud/Fase	Padat
Berat Molekul	128,174 Kg/Kmol
Titik leleh	690°C
Titik didih	1750°C
Umur katalis	24 Bulan
Warna	Kuning Oranye
Kelarutan	Relatif kecil larut dalam air, namun larut dalam basa kuat misalnya natrium hidroksida

III.3. Spesifikasi Produk

Phthalic anhydride dapat dibuat menggunakan bahan baku *naphthalene* dan udara menggunakan katalis *vanadium pentaoksida* melalui reaksi oksidasi. Spesifikasi sifat fisis dapat dilihat pada tabel III.3 sebagai berikut. Sedangkan untuk sifat kimianya yaitu :

- Pada saat fase cair dapat terhidrasi dengan air sehingga dapat membentuk asam phtalate yang merupakan reaksi eksotermis.
- *Phthalic anhydride* mengalami reaksi dekarboksilasi dan menghasilkan asam benzoate dengan adanya steam
- *Phthalic anhydride* jika bereaksi dengan benzene dengan adanya katalis $AlCl_3$ pada suhu 75 °C dan dilanjutkan dengan penambahan asam sulfat dapat membentuk *anthraquinone*.

Tabel III.3 Sifat Fisis Produk Utama dan hasil Samping

Komponen	<i>Phthalic anhydride</i>	Karbondioksida	Air
Molekul	$C_8H_4O_3$	CO_2	H_2O
Wujud/Fase	Padat	Gas	Cair
Berat Molekul	148,188 Kg/Kmol	44,01 Kg/Kmol	18,015 Kg/kmol
Titik leleh	130,3	-57	0
Titik didih	284,65	-78	100
Warna	Putih	Tidak Berwarna	Bening
Temperature kritis	518	30,95	374,15

Tekanan kritis	46,58 atm	71,848 atm	218,2 atm
Kemurnian	99,80 %	-	0,20 %
Kelarutan	Larut dalam air dan dalam alkohol	-	-

(Carl L. Yaws, 1999)

BAB IV
NERACA MASSA

IV.1. Neraca Massa Alat

IV.1.1. Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel IV.1 Neraca Massa Reaktor

Komponen	BM	INPUT				OUTPUT	
		Arus 3		Arus 1		Arus 4	
	kg/Kmol	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
N2	28,0134	-	-	837,7801	23469,0700	837,7801	23469,0700
O2	31,9988	-	-	194,9640	6238,6136	0,3899	12,4772
CO2	44,0095	-	-	-	-	86,4774	3805,8253
H2O	18,0152	0,6177	11,1283	-	-	87,0951	1569,0352
C10H8	128,1702	43,3253	5553,0162	-	-	0,0867	11,1060
C8H4O3	148,1154	-	-	-	-	43,2387	6404,3143
Subtotal		5564,1445		29707,6836		35271,8280	
Total				35271,8280		35271,8280	

IV.1.2. Neraca Massa Switch Condensor (SWC-01)

Tabel IV.2 Neraca Massa Switch Condensor

Komponen	Arus 4		Arus 5 (Hasil Atas)		Arus 8 (Hasil Bawah)	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
N2	837,7801	23469,0700	837,7801	23469,0700	-	-
O2	0,3899	12,4772	0,3899	12,4772	-	-
CO2	86,4774	3805,8253	86,4774	3805,8253	-	-
H2O	87,0951	1569,0352	86,9209	1565,8971	0,1742	3,1381
C10H8	43,2387	11,1060	43,2387	11,1060	-	-
C8H4O3	43,2387	6404,3143	-	-	43,2387	6404,3143
Subtotal	35271,82807		28864,37573		6407,4523	
Total	35271,82807				35271,8281	

IV.1.3. Neraca Massa Separator (SP-01)

Tabel IV.3 Neraca Massa Separator

Komponen	Arus 5		Arus 6		Arus 7	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
N ₂	837,7801	23469,0700	837,7801	23469,0700	-	-
O ₂	0,3899	12,4772	0,3899	12,4772	-	-
CO ₂	86,4774	3805,8253	86,4774	3805,8253	-	-
H ₂ O	87,0951	1569,0352	-	-	87,0951	1565,8971
C ₁₀ H ₈	43,2387	11,1060	43,2387	11,1060	-	-
Subtotal		28864,3757		27298,4786		1565,8971
Total		28864,3757				28864,3757

IV.1.4. Neraca Massa Criztalizer (CRZ-01)

Tabel IV.4 Neraca Massa Criztalizer

Komponen	BM	INPUT		OUTPUT	
		Arus 8		Arus 9	
	kg/kmol	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
N ₂	28,0134	-	-	-	-
O ₂	31,9988	-	-	-	-
CO ₂	44,0095	-	-	-	-
H ₂ O	18,0152	0,1742	3,1381	0,1742	3,1381
C ₁₀ H ₈	128,1702	-	-	-	-
C ₈ H ₄ O ₃	148,1154	43,2387	6404,3143	43,2387	6404,3143
Subtotal			6407,4523		6407,4523
Total			6407,4523		6407,4523

IV.2. Neraca Massa Total

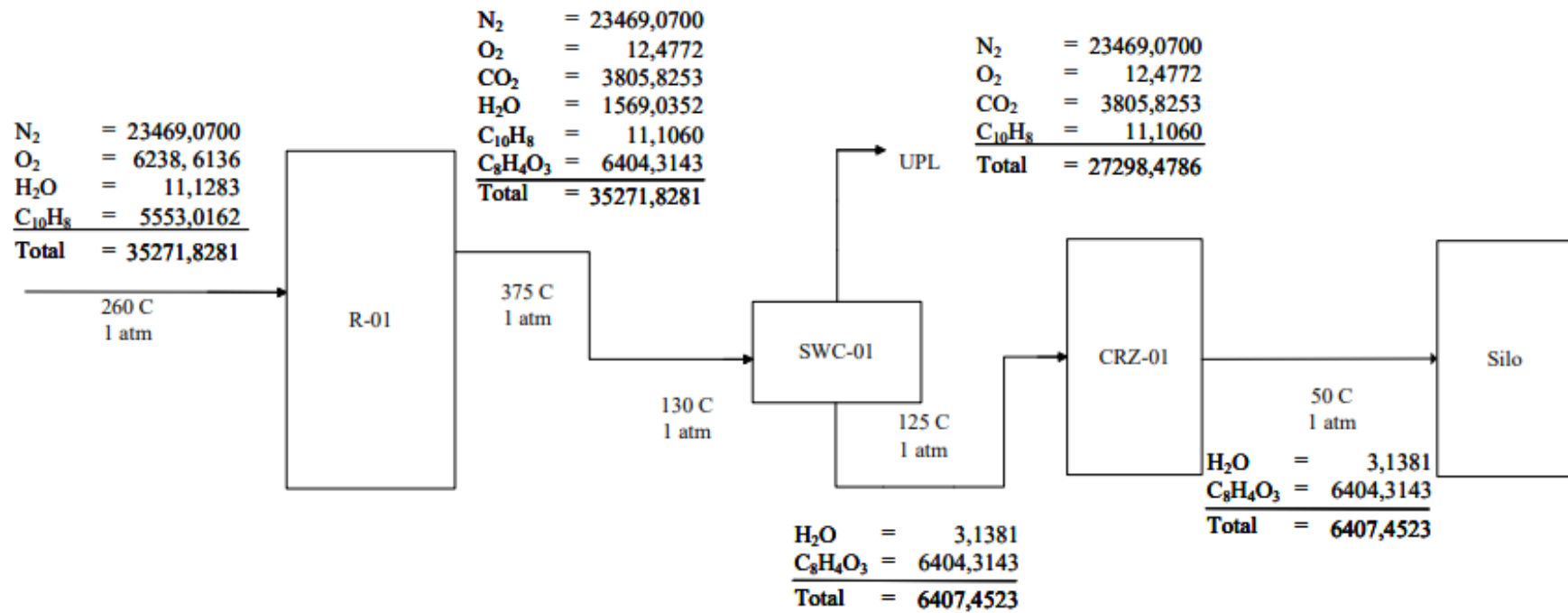
Tabel IV.1 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 3	Arus 5	Arus 7
N ₂	23469,0700	-	23469,0700	-
O ₂	6238,6136	-	12,4772	-
CO ₂	-	-	3805,8253	-
H ₂ O	-	11,1283	156,8971	3,1381
C ₁₀ H ₈	-	-	11,1060	-

$C_8H_4O_3$	-	5553,0162	-	6404,3143
Subtotal	29707,6836	5564,1445	28864,3757	6407,4523
Total		35271,8281		35271,8281

IV.3. Diagram Alir Kuantitatif

Diagram alir kuantitatif adalah penggambaran proses pembuatan *phthalic anhydride* dari proses oksidasi *naphthalene* setiap arusnya dilengkapi dengan laju alir dalam satuan kg/jam dan bahan-bahan yang keluar tiap arus. Diagram alir kuantitatif dapat dilihat pada Gambar IV.1 berikut ini.



Gambar IV.1 Diagram Alir Kuantitatif

BAB V
NERACA PANAS

V.1. Neraca Panas Alat

V.1.1. Neraca Panas Melter (M-01)

Tabel V.1 Neraca Panas *Melter*

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	9397,6578	-
Q pelelehan	1121111,4391	-
Q pemanas	-	43478,18142
Q produk	-	78030,91559
Total	121509,0970	121509,0970

V.1.2. Neraca Panas Evaporator (EVP-01)

Tabel V.2 Neraca Panas *Evaporator*

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	24066,0475	-
Q steam	102541,0897	-
Q produk	-	86478,23898
Q penguapan	-	40128,8982
Total	126607,14	126607,1372

V.1.3. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel V.3 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	9242926,9159	-
Q reaksi	17253,9215	-
Q pendingin	-	382276,2857
Q produk	-	8877904,5517
Total	9260180,8374	9260180,8374

V.I.4. Neraca Panas Switch Condensor (SWC-01)

Tabel V.4 Neraca Panas *Switch Condensor*

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	790486,3479	-
Q produk	-	531940,2578
Q pendingin	-	258546,0901
Total	790486,3479	790486,3479

V.I.5. Neraca Panas Separator (S-01)

Tabel V.5 Neraca Panas Separator-01

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	755210,0150	-
Q produk atas	-	61956,23616
Q produk bawah	-	693253,7791
Total	755210,0153	755210,0153

V.I.6. Neraca Panas Criztalizer 01 (CRZ-01)

Tabel V.6 Neraca Panas *Criztalizer* 01

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	504630,8144	-
Q produk	-	115649,4705
Q kristalisasi	881034,7878	-
Qserap	-	1270016,1317
Total	1385665,6022	1385665,6022

V.I.7. Neraca Panas Heat Exchanger 01 (HE-01)

Tabel V.7 Neraca Panas *Heat Exchanger* 01

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	192419,1785	-
Q produk	-	3416133,2179
Q pemanas	1473714,0394	-
Total	3416133,2179	3416133,2179

V.I.7. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-02)Tabel V.7 Neraca Panas *Heat Exchanger* 02

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	2711313,4599	-
Q produk	-	3416133,2179
Q pemanas	704819,7580	-
Total	3416133,2179	3416133,2179

V.I.8. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-03)Tabel V.7 Neraca Panas *Heat Exchanger* 03

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	1942419,1785	-
Q produk	-	3416133,2179
Q pemanas	1473714,0394	-
Total	3416133,2179	3416133,2179

V.I.9. Neraca Panas Cooler 01 (CL-01)Tabel V.9 Neraca Panas *Cooler* 01

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	816055,9772	-
Q produk	-	198982,0445
Q pendingin	-	617073,9327
Total	816055,9772	816055,9772

V.I.10. Neraca Panas Cooler 02 (CL-02)Tabel V.10 Neraca Panas *Cooler* 02

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	1184,3240	-
Q produk	-	963,6518
Q pendingin	-	220,6722
Total	1184,3240	1184,3240

V.I.11. Neraca Panas Rotary Cooler (RC-01)Tabel V.11 Neraca Panas *Rotary Cooler* 01

Komponen	Masuk	Keluar
	(kkal/jam)	(kkal/jam)
Q umpan	157147695,8509	-
Q produk	-	53162047,1571
Q pendingin	-	103985648,6937
Total	157147695,850973	157147695,850973

BAB VI
SPESIFIKASI ALAT

VI.1. Silo

Tabel VI.1 Spesifikasi Silo

Keterangan	Silo A	Silo B
Kode alat	S-01	S-02
Fungsi	Menyimpan bahan baku <i>naphthalene</i>	Menyimpan bahan baku <i>phthalic anhydride</i>
Jenis	Cylindrical Vessel dengan dasar Conical	Cylindrical Vessel dengan dasar Conical
Fase	Padat	Padat
Kapasitas	818,3392 m ³	703,6835 m ³
Suhu desain	30°C	50°C
Tekanan desain	1 atm	1 atm
Spesifikasi :		
Diameter tangki	5,0957 m	7,6919 m
Tinggi <i>shell</i>	10,1913 m	15,3839 m
Tinggi <i>bottom</i>	2,5478 m	3,8460 m
Tinggi total	25,4784 m	19,2299 m
Bahan	<i>Stainless steel SA-283 C</i>	<i>Stainless steel SA-283 C</i>
Jumlah	1	2

VI.2. Pompa

Tabel VI.2 Spesifikasi Alat Pompa

Keterangan	Pompa-01	Pompa-02
Kode alat	P-01	P-02
Fungsi	Mengalirkan C ₁₀ H ₈ dari M-01 menuju FU-01	Mengalirkan hasil dari SWC-01 menuju Criztalizer
Jenis	<i>Single stage centrifugal pump</i>	<i>Single stage centrifugal pump</i>
<i>Impellar</i>	<i>Radial flow</i>	<i>Radial flow</i>
Laju alir massa	6,1821 gpm	0,0184 gpm
Keterangan	Pompa-01	Pompa-02
Power pompa	0,0816 Hp	0,75 Hp
D nominal	0,7500 in	0,0711 in
Sch	40	40
ID	0,8240in	1,0490 in
<i>Flow area perpipe</i>	0,5340 in ²	0,8640in ²
OD	1,0500 in	1,3200in

VI.3. Melter

Tabel VI. 3 Spesifikasi Alat *Melter*

Keterangan	<i>Melter</i>
Kode alat	MT-01
Fungsi	Memaskan dan menguapkan umpan dengan menggunakan pemanas
Jenis	<i>Silinder vertical dengan alas dan tutup berbentuk torispherical</i>
Kapasitas	4882,2709
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
Dimensi :	
Silinder	
Diameter :	1,6611 m
Tinggi :	3,2056 m
Tebal :	0,0522 in
Tutup	
Tebal :	0,1875 in
Tinggi :	0,1997 in
Tinggi tangki :	2,1179 m
Power pengaduk :	1 Hp
Sistem pendingin	
Diameter jaket :	18,3223 ft
Tinggi jaket :	2,3246 ft
Tebal jaket :	0,1875 in

VI.4. Evaporator

Tabel VI.4 Spesifikasi Alat *Evaporator*

Keterangan	<i>Evaporator</i>
Kode alat	EVP-01
Fungsi	Untuk menguapkan naphthalene cair menjadi gas
Jenis	<i>Short vertical tube evaporator</i> dengan tutup dan alas berbentuk <i>torispherical</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>
Suhu	150°C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi:	
Tinggi	4,9888 m
Diameter	1,2949 m
Tebal shell	0,0048 m
Tinggi head	0,0079 m
Tinggi shell	2,7431 m

Tinggi fluida	3,04979 m
Tinggi dish	0,4168 m
Luas permukaan panas	6,4502 ft ²
Jumlah	1

VI.5. Heat Exchanger

Tabel VI.5 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

Keterangan	<i>Heat Exchanger-01</i>	<i>Heat Exchanger-02</i>	<i>Heat Exchanger-03</i>
Kode alat	HE-01	HE-02	HE-03
Fungsi	Menaikkan suhu umpan keluaran melter dari 80 °C sampai 150 °C	Menaikkan suhu keluaran evaporator sebelum masuk ke reaktor dari 150 °C menjadi 260 °C	Memanaskan umpan udara sebelum masuk ke reaktor dari 30 °C menjadi 260 °C
Jenis	<i>Double Pipe Exchanger</i>	<i>Double Pipe Exchanger</i>	<i>Double Pipe Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Stainless Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Stainless Steel SA.283 Grade C</i>
ID	1,61 in	1,25 in	1,00 in
OD	1,90 in	1,03 in	1,03 in
A	73,804 ft ²	147,1950 ft ²	63,4347 ft ²
Rd	0,0067	0,0175	0,0324
Fluida panas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
Fluida dingin	<i>Gases</i>	<i>Gases</i>	<i>Gases</i>

VI.6. Reaktor

Tabel VI.6 Spesifikasi Alat Reaktor

Keterangan	Reaktor
Kode alat	R-01
Fungsi	Mereaksikan naphthalene dan oksigen menjadi phthalic anhydride
Jenis	<i>Fixed Bed Multitube</i>
Reaksi	Eksotermis
Suhu desain	260-400 °C
Tekanan Desain	1 atm
Konversi	0,998
Spesifikasi :	
Diameter	3,812 m
Tinggi	9,9364 m
Tebal <i>shell</i>	0,2256 in
Banyak <i>tube</i>	4000 buah
Pendingin :	
Jenis pendingin	<i>Downtherm A</i>

Suhu pendingin	30-101,58°C
Massa downterm	536545,502 kg/jam
Keterangan	Reaktor
Katalisator	Vanadium Pentaoksida
Massa katalis	16349,490 kg
Bahan	<i>Stainless Steel SA -249</i>
Jumlah	1

VI.7. Switch Condensor

Tabel VI.7 Spesifikasi Alat *Switch Condensor*

Keterangan	<i>Switch Condensor</i>
Kode Alat	SWC-01
Fungsi	Pemisahan produk reaktor dari sebagian impuritas dan non condensable gas
Jenis	Shell and Tube Heat Exchanger 1-1
Kondisi operasi :	
Fase	Gas-Cair
Temperatur	130°C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi :	
Panjang	2,8 m
Diameter shell	19,25 inchi
Jumlah tube	95
Waktu tinggal :	
Waktu desublimasi	0,9259 jam
Jumlah	1

VI.8. Separator

Tabel V1.8 Spesifikasi Alat Separator

Keterangan	<i>Separator</i>
Kode Alat	SP-01
Fungsi	Memisahkan produk dari N ₂ , O ₂ dan H ₂ O
Jenis	<i>Vertikal separator single stage</i>
Kondisi operasi :	
Fase	Gas-Cair
Temperatur	50°C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi :	
Panjang	8,9739 m
Diameter	2,9118 m

Tebal shell	0,0635 m
Tebal head	0,0635 m
Volume	0,0002 m ³
Bahan	<i>Stainless Steel SA.283 Grade C</i>
Jumlah	1

VI.9. Cooler

Tabel VI.9 Spesifikasi Alat *Cooler*

Keterangan	<i>Cooler-01</i>	<i>Cooler-02</i>
Kode Alat	CL-01	CL-02
Fungsi	Mendinginkan produk keluaran R-01 dari suhu 260°C menjadi 130°C	Mendinginkan keluaran SWC-01 sebelum masuk ke separator 01 dari suhu 130°C ke 50°C
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Stainless Steel SA.283 Grade C</i>
Spesifikasi :		
ID	0,584 in	0,606 in
OD	1,5 in	0,7500 in
A	233,2944 ft ²	44988,5786 ft ²
Rd	0,0199 jam.ft ² .°F/Btu	0,0996 jam.ft ² .°F/Btu
Fluida Panas	<i>Light Organics</i>	<i>Light Organics</i>
Fluida Dingin	<i>Water</i>	<i>Water</i>

VI.10. Crystalizer

Tabel VI.10 Spesifikasi Alat *Crystalizer*

Keterangan	<i>Crystalizer</i>
Kode Alat	CRZ-01
Fungsi	Memadatkan pthalic anhydride
Jenis	<i>Swensson-walker cryztalizer</i>
Laju alir massa	Cair-padat
Temperatur	125°C
Kapasitas	1530 m ³ /jam
Panjang	4,572 m
<i>Power motor</i>	0,5722 Hp
Spesifikasi :	
Diameter	1,0058 m
Bahan	<i>Stainless Steel SA 285 Grade C</i>

VI.11.ROTARY COOLER

Tabel VI.11 Spesifikasi Alat *Rotary Cooler*

Keterangan	<i>Rotary Cooler</i>
Kode Alat	RC-01
Fungsi	Mendinginkan produk keluaran crystalizer
Jenis	<i>Direct Contact Current Rotary Cooler</i>
Laju alir massa	Padat
Temperatur	50°C
Kapasitas	11,618239 m ³ /jam
Panjang	7,4907 m
<i>Power motor</i>	2,1596 Hp
Spesifikasi :	
Diameter	2,4907 m
Tebal shell	0,3007 m
Putaran	1,9176 rpm
Jumlah flight	12 buah
Tinggi flight	0,13 m
Sudut rotary	27 derajat
Bahan	<i>Stainless Steel SA 283 Grade C</i>

VI.12. Compressor

Tabel VI.9 Spesifikasi Alat *Compressor*

Keterangan	<i>Compressor-01</i>	<i>Compressor-02</i>	<i>Compressor-03</i>	<i>Compressor-04</i>
Kode Alat	C-01	C-02	C-03	C-04
Fungsi	Mengalirkan udara dari lingkungan menuju ke (HE-03)	Mengalirkan hasil keluaran evaporator (EVP-01) menuju (HE-02)	Mengalirkan hasil keluaran reaktor (R-01) menuju Cooler (C-01)	Mengalirkan hasil atas (SWC-01) menuju ke Cooler (C-02)
Jenis	<i>Sentrifugal multi stage</i>	<i>Sentrifugal multi stage</i>	<i>Sentrifugal multi stage</i>	<i>Sentrifugal multi stage</i>
Spesifikasi :				
Laju alir massa	1437,8519 lb/menit	76,4788 lb/menit	1410,8731 lb/menit	5643,4925 lb/menit
Kondisi operasi :				
P in dan T in :	1 atm dan 30 °C	1 atm dan 150	1 atm dan 260 °C	1 atm dan 131 °C
P out dan T out	2,5 atm dan 260 °C	2,5 atm dan 260	2,5 atm dan 375 °C	2,5 atm dan 135 °C
Daya	100 Hp	100 Hp	100 Hp	100 Hp

Jumlah stage	2	2	2	2
-----------------	---	---	---	---

BAB VII

UTILITAS

Faktor yang menunjang kelancaran dari proses produksi didalam pabrik adalah penyediaan utilitas. Pada pabrik *phthalic anhydride* ini sarana penunjang adalah sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai dengan apa yang diinginkan.

Adapun penyediaan utilitas pada pabrik ini, antara lain :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unit pembangkit *steam*
3. Unit pembangkit listrik
4. Unit penyedia bahan bakar
5. Unit pengolahan limbah
6. Unit penyediaan udara tekan
7. Unit laboratorium

VII.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

VII.1.1. Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, dan air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik *phthalic anhydride* ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai Cidanau. Adapun penggunaan air sungai ini berdasarkan beberapa pertimbangan, yaitu:

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.
- Pengolahan air sungai relatif mudah dan sederhana serta biaya pengolahannya relatif murah.

Air yang diperlukan pada lingkungan pabrik yang berasal dari air tawar digunakan untuk :

- a. Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dengan jumlah yang besar.
- Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperature pendingin.
- Tidak terdekomposisi.

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin :

- Kesadahan,dapat menyebabkan kerak.
- Oksigen terlatur,yang dapat menimbulkan korosi.
- Minyak,penyebab terganggunya film corrosion inhibitor, menurunkan heat

b.Sebagai pemadam kebakaran (hydrant) dan alat-alat pemadam lain.

c.Air umpan boiler (Boiler Feed Water).

d.Air rumah tangga dan sanitasi (Air untuk domestik).

e.Air perkantoran dan laboratorium.

Air yang diperoleh dari sungai harus diproses terlebih dahulu. Air yang telah diproses kemudian digunakan sebagai air pendingin, air minum, air umpan boiler, dan air proses. Air untuk umpan boiler harus dilunakkan terlebih dahulu untuk menghilangkan kesadahannya dengan cara demineralisasi, deaerasi dan penambahan senyawa-senyawa kimia tertentu. Secara sederhana pengolahan air meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi dan deaerasi untuk bahan-bahan yang digunakan dalam proses pengolahan air adalah CaOH, Na₂CO₃, NaOH, dan kaporit.

VII.1.2. Proses Pengolahan Air dari Sungai

Air yang diperoleh dari sungai cidanau diolah terlebih dahulu sebelum digunakan untuk memenuhi kebutuhan pabrik agar mendapatkan air bersih. Tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut.

1. Pemisahan kotoran dari air sungai

Pemisahan dilakukan dengan cara melewatkan air sungai melalui kisi-kisi besi, dengan tujuan agar air sungai bersih dari kotoran-kotoran fisik berupa kayu, sampah dan lain-lain.

2. Pengendapan lumpur

Tahap kedua adalah penampungan air sungai kedalam bak air sungai, dan selanjutnya dialirkan ke bak penampung sementara yang ada didalam pabrik. Pada fase ini, diharapkan lumpur, pasir dan lain-lain dapat mengendap.

3. Flokulasi

Air dari bak pengendapan dipompa menuju *clarifier* untuk mengendapkan kotoran tersuspensi melalui penambahan bahan kimia tertentu. Penambahan ini akan menyebabkan terjadinya endapan yang disebut flock. Bahan kimia yang digunakan pada proses ini adalah tawas $\text{Al}_2(\text{SO}_4) \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ atau lebih dikenal dengan tawas, dengan fungsi sebagai koagulan. Selain sifat fisik, masalah yang terdapat pada air sungai adalah sifat-sifat kimianya. Hal ini dikarenakan air sungai tersebut mengandung zat-zat yang terlarut didalam yang dengan sendirinya akan mempengaruhi sifat fisis dan kimia air tersebut. Sifat kimia yang sering menjadi masalah kesadahan, terdiri dari :

a. Kesadahan sementara

Kesadahan sementara yaitu air yang mengandung senyawa $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ untuk menghilangkan kesadahan sementara, digunakan larutan kapur $\text{Ca}(\text{OH})_2$ yang diperoleh dari CaO yang larut dalam air. Reaksi yang terjadi adalah :



$\text{Ca}(\text{OH})_2$ ditambahkan kedalam air sadah dengan tujuan untuk menghilangkan kesadahan sementara, menurut reaksi :

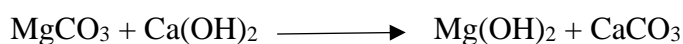
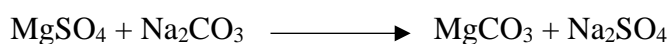


Dari reaksi diatas terlihat larutan kapur Ca(OH)_2 selain berfungsi untuk menghilangkan kesadahan sementara, juga berfungsi untuk menciptakan suasana basa pada air sehingga dapat membantu proses koagulasi menjadi lebih efektif.

b. Kesadahan tetap

Kesadahan tetap, merupakan air yang mengandung senyawa-senyawa CaSO_4 , MgSO_4 , MgCO_3 .

Untuk menghilangkan kesadahan tetap digunakan Na_2CO_3 menurut reaksi :



Pada proses pembentukan flock melalui penambahan tawas, selain menyebabkan terjadinya endapan juga membentuk gas CO_2 yang sebenarnya harus dihindarkan keberadaannya didalam tangki atau alat proses. Gas CO_2 akan dibebaskan dari air sehingga gas ini tidak mengganggu dalam proses dan tangki itu sendiri.

4. Penyaringan Sand filter

Pada tahapan ini air dilewatkan melalui penyaring yang berbentuk semacam bed yang berisi pasir dan kerikil. Air yang keluar dari sand filter akan ditampung pada bak penampung air bersih. Setelah melalui tahapan ini air siap didistribusikan ketiap bagian unit sesuai dengan keperluannya. Untuk keperluan kantor, perumahan, poliklinik maka pada air bersih yang ada dalam bak penampung unit air minum ditambahkan gas chlorine untuk membunuh kuman, sedangkan air yang digunakan untuk air proses dan air pendingin reaktor dapat langsung dialirkan dari bak penampung menuju proses.

VII.1.3. Kebutuhan Air

1. Air Pendingin

Kebutuhan air untuk pendingin dapat dilihat pada tabel VII.1 berikut ini.

Tabel VII.1 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
-----------	-----------------

CL-01	44594,1878
CL-02	646795,6187
R-01	536545,5020
Melter	1256576
Total	2484511,5601

Diprediksi air yang hilang pada saat *blow down* 20% dari kebutuhan air pendingin. Kebutuhan air *blow down* air pendingin = 20% x 2484511,5601 = 496902,3120 kg/jam

2. Air Pembangkit *Steam*

Kebutuhan air untuk pembangkit *steam* dapat dilihat pada tabel VII.2 berikut ini.

Tabel VII.2 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
HE-01	667,2921
HE-02	725,1080
HE-03	585,3733
Total	1977,7734

Diprediksi air yang hilang pada saat *blow down* 20% dari kebutuhan air untuk membuat *steam*. Kebutuhan air *blow down boiler* = 20% x 1977,7733 = 496902,3120 kg/jam

3. Air Proses

Kebutuhan air proses dapat dilihat pada tabel VII.1 berikut ini.

Tabel VII.1 Kebutuhan Air untuk Proses

No	Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
1	Air pendingin	581139,6898
2	Air untuk <i>steam, make up</i>	497703,063
3	Air keperluan domestik	1085,417
4	<i>Over design</i> 10% total	107992,8169
	Total	1187920,9859

Diprediksi air yang hilang pada saat *make-up* 20% dari kebutuhan air proses. Kebutuhan air *blow make-up* = 20% x 1187920,9859 = 237584,1972 kg/jam

4. Kebutuhan Air Rumah Tangga dan Sanitasi

Dirancang pabrik mempunyai perumahan sebanyak 30 rumah dengan penghuni 4 orang di setiap rumahnya. Dianggap kebutuhan air tiap orang sebanyak 120 kg/hari.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air rumah tangga dan sanitasi} &= (30 \times 4 \times 120) \text{ kg/jam} \\ &= 14.400 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

5. Air Kantor

Kebutuhan air untuk kantor dapat dilihat pada tabel VII.3 berikut ini.

Tabel VII.2 Kebutuhan Air Kantor

Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
Air karyawan	8150
Bengkel	500
Politeknik	500
Laboratorium	500
Pemadam kebakaran	1000
Kantin masjid dan kebun	1500
Total	12150

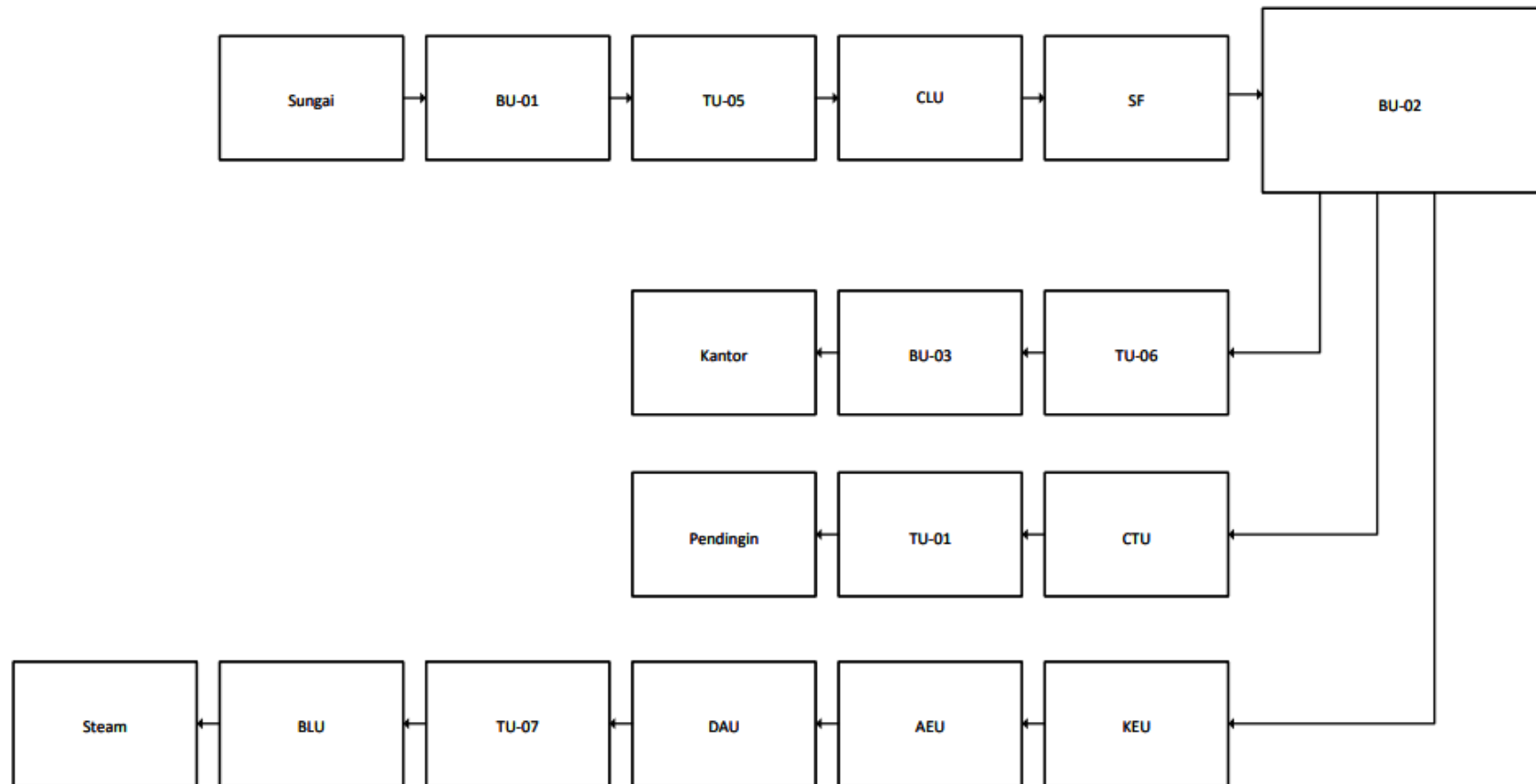
Maka total kebutuhan air yang diperlukan adalah 12150 kg/jam

VII.1.4. Kebutuhan *Dowtherm A*

Kebutuhan *Dowtherm A* sebagai pendingin reaktor (R-01) adalah sebesar 536545,5020 kg/jam. Input suhu dari pendingin *Dowtherm A* yaitu 30°C dan suhu keluarnya 101,5820 °C yang kemudian akan diolah di unit utilitas dengan mendinginkan kembali menjadi 30°C dengan bantuan alat *cooler* sebagai input pendingin reaktor kembali.

VII.2. Unit Pembangkit *Steam*

Steam yang harus dibangkitkan adalah steam jenuh sebanyak 496902,3120 kg/jam dengan jenis *saturated steam* atau uap jenuh dengan menggunakan tekanan 5,2236 atm dan suhu 154 °C. Diagram alir pengolahan air dapat dilihat pada gambar VII.1 berikut.



Gambar VII.1 Diagram Alir Unit Proses Utilitas

Keterangan :

1.BU-01 : Bak Pengendapan Awal

2.TU-05 : *Premix Tank*

3.CLU : *Clarrifier*

4.SF: *Sand Filter*

5.BU-02 : Bak penampungan Awal

6.TU-06 : Tangki Klorinator

7.BU-03 : Bak Distribusi

8.CTU : *Cooling Tower*

9.TU-01 : *Cooling Tower Tank*

10.KEU/AEU : *Cation/anion exchange*

11.DAU : Daerator

12.TU-07 : *Boiler feed water tank*

13.BLU : *Boiler*

VII.3. Unit Pembangkit Listrik

Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak alat-alat proses sebagai berikut.

- a. Listrik alat proses dan utilitas = 449,6888 kW
- b. Listrik alat instrumentasi dan kontrol = 22,4844 kW
- c. Listrik laboratorium, perkantoran dan lain-lain = 112,4222 kW

Total kebutuhan listrik yang diperlukan pabrik berjumlah 769,9400 kW yang dipenuhi oleh PLN. Untuk kebutuhan cadangan listrik pada generator disediakan 500 kW jika sewaktu waktu listrik padam atau pasokan listrik berkurang.

VII.4. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertugas untuk menyediakan bahan bakar untuk menghidupkan boiler dan generator. Pada boiler digunakan bahan bakar fuel oil dan pada generator digunakan bahan bakar solar. Pada generator kapasitas terpasang 500 kVA. yang digunakan untuk menghidupkan *boiler* dan generator. Bahan bakar generator sebanyak 71755,3143 kg/jam. Untuk bahan bakar boiler sebanyak 28540831,7115 kg/jam.

VII.5. Unit Pengolahan Limbah

VII.5.1. Limbah Cair

Limbah yang dihasilkan pabrik *phthalic anhydride* ini berupa limbah cair dan limbah padat yang berasal dari aktifitas perkantoran. Dalam penanganan limbah tersebut didasarkan pada jenis buangannya.

1. Pengolahan Bahan buangan cair.

Air buangan dari pabrik *phthalic anhydride* dapat berupa :

- a. Limbah cair dari proses produksi

Limbah air sisa proses ini merupakan limbah cair yang dihasilkan dari proses produksi, misalnya keluar dari hasil atas *switch condensor* dengan konsentrasi campuran *naphthalene* 40,4463% dan *phthalic anhydride* 39,2114%. Limbah ini dinetralkan dalam kolam penetralan selanjutnya diolah seperti

pengolahan limbah pada umumnya, yaitu dengan tahapan primer, sekunder, tersier, desinfektan, dan pengolahan lumpur.

b. Buangan air domestik

Air buangan domestik berasal dari toilet disekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi klorin. Klorin ini berfungsi sebagai desinfektan untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

c. Back wash filter, air berminyak dari pompa

Air berminyak bersal dari buangan pelumas dari pompa dan alat lain. Pemisahan dilakukan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak dibagian atas dialirkan ke penampungan akhir kemudian dibuang. Adapun pengolahan limbah cair dapat dilakukan sebagai berikut :

1. Pengolahan Primer

Tahapan pengolahan primer limbah cair sebagian besar adalah berupa proses pengolahan secara fisika.

a. Pengendapan

Setelah melalui tahapan pengolahan awal, limbah cair akan dialirkan ke tangki atau bak pengendapan. Metode pengendapan adalah metode pengolahan utama dan paling banyak digunakan pada proses pengolahan primer limbah cair. Di dalam tangki limbah cair akan didiamkan agar partikel-partikel padat yang tersuspensi dalam air akan mengendap ke dasar tangki. Endapan partikel tersebut akan membentuk lumpur yang kemudian akan dipisahkan dari air limbah ke saluran lain untuk diolah lebih lanjut. Selain metode pengendapan, dikenal juga metode pengapungan (*Flotation*).

b. Netralisasi

Tahapan ini bertujuan untuk menetralkan campuran asam menggunakan NaOH. Penetralkan dilakukan hingga pH berada pada kisaran 6,5-8,5.

2. Pengolahan Sekunder

Tahapan pengolahan sekunder, merupakan tahapan biologis yang melibatkan mikroorganisme yang dapat mengurai/mengdegradasi bahan organik. Mikroorganisme yang digunakan pada umumnya bakteri aerob.

Metode yang digunakan adalah *activated sludge* atau lumpur aktif, limbah cair akan disalurkan ke dalam tangki yang didalamnya dicampur dengan lumpur yang kaya bakteri aerob. Proses degradasi berlangsung selama beberapa jam dibantu dengan penambahan gelembung udara aerasi (penambahan oksigen). Aerasi dapat mempercepat kerja bakteri dalam mendegradasi limbah, selanjutnya limbah akan disalurkan ke tangki pengendapan untuk proses pengendapan, sementara lumpur yang mengandung bakteri disalurkan kembali ketangki aerasi. Limbah yang telah melalui proses ini dapat dibuang ke lingkungan atau diproses lebih lanjut jika masih diperlukan.

3. Pengolahan Tersier

Pengolahan tersier dilakukan jika setelah pengolahan primer dan sekunder masih terdapat zat yang berbahaya bagi lingkungan dan nilai pH yang belum memenuhi spesifikasi. Contoh metode tersier yang dapat dilakukan adalah saringan pasir, multimedia, precoal filter, vacuum filter, penyerapan karbon aktif, pengurangan besi dan mangan dan juga osmosis bolak-balik.

4. Desinfeksi

Desinfeksi bertujuan untuk membunuh atau mengurangi mikroorganisme patogen yang ada pada limbah cair. Mekanisme desinfeksi dapat secara kimia yaitu dengan menambahkan senyawa tertentu dengan perlakuan fisik. Zat yang umum digunakan dalam pengolahan limbah ini klorin (Cl_2) maupun kaporit ($\text{Ca}(\text{ClO})_2$).

5. Pengolahan Lumpur (*Sludge Treatment*)

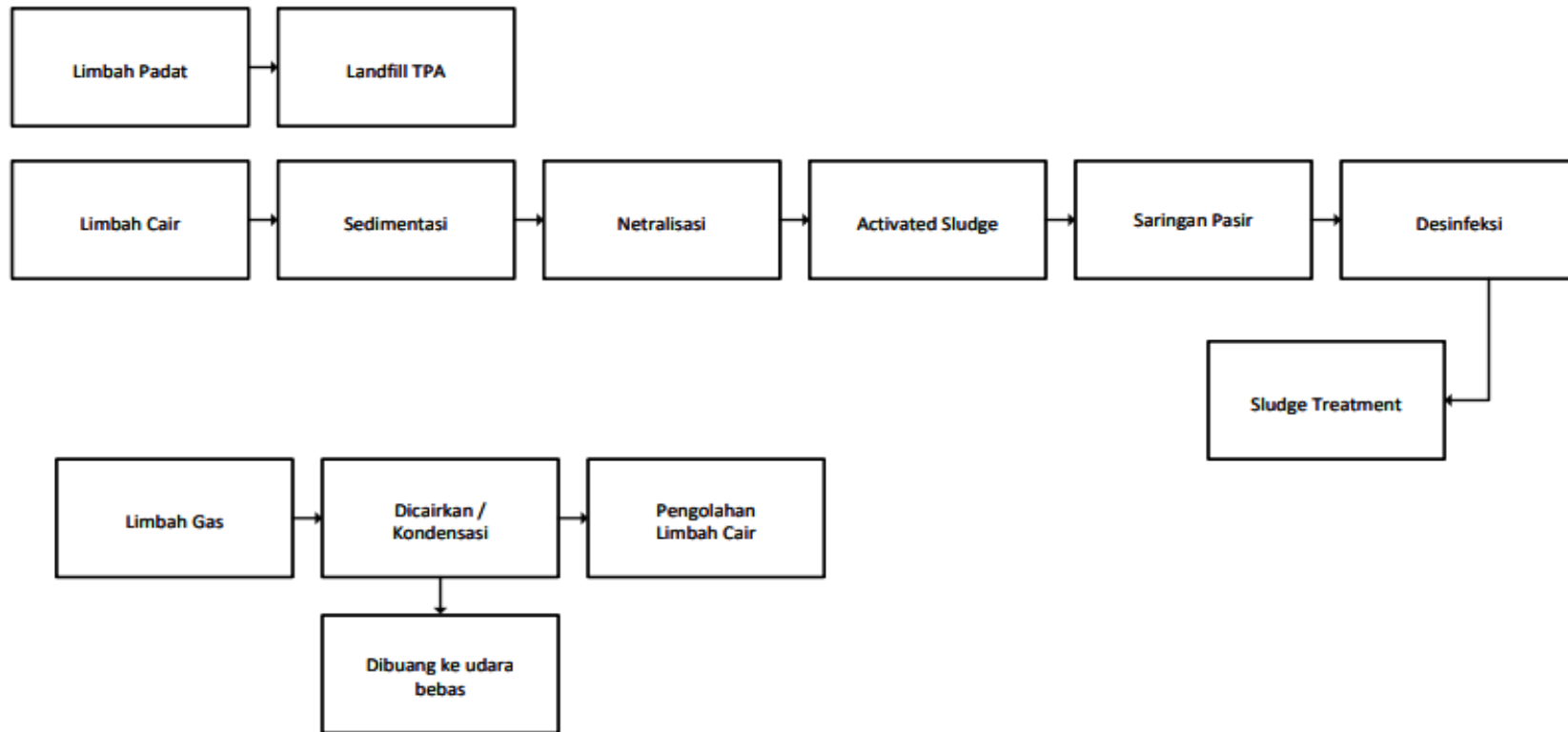
Setiap tahapan limbah cair baik primer maupun sekunder akan menghasilkan endapan polutan berupa lumpur. Lumpur tersebut tidak dibuang secara langsung melainkan perlu diolah lebih lanjut. Endapan lumpur hasil pengolahan limbah biasanya akan diolah dengan cara diurai/dicerna secara aerob kemudian disalurkan ke beberapa alternatif yaitu dibuang ke laut atau ke lahan pembuangan (*landfill*), dijadikan pupuk kompos atau dibakar.

VII.5.2. Limbah Padat

Limbah padat ini dihasilkan dari limbah domestik seperti kertas dan plastik. Sampah yang dihasilkan akan ditampung dan kemudian diteruskan ke bak penampungan sebelum dikirim ke Tempat Pembuangan Akhir (TPA).

VII.5.3. Limbah Gas

Limbah gas berasal dari keluaran *Switch Condesnor* (SWC-01) berupa gas Nitrogen, Oksigen, Karbondioksida, dan air akan dibuang ke udara bebas. Adapun sistem pengolahan limbah baik limbah cair, padat, maupun gas ditunjukkan pada gambar VII.2 berikut.



Gambar VII.2 Diagram Alir Sistem Pengolahan Limbah

VII.6. Unit Penyediaan Udara Tekan

Kebutuhan udara tekan untuk prancangan pabrik *phthalic anhydride* digunakan sebagai instrumentasi *pneumatic*. Kebutuhan udara tekan dihitung berdasarkan jumlah alat kontrol yang dipakai yaitu 22 kontrol valve sehingga dipikirkan kebutuhan udara tekan sebesar 39,5823 kg/jam, tekanan 1 atm dan suhu 303°C. Alat penyediaan udara tekan berupa kompresor dengan efisiensi daya 3 hp.

VII.7. Laboratorium

Unit yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Pengendalian mutu produk merupakan hal yang sangat penting. Hal ini bertujuan untuk menjaga kualitas produk agar sesuai dengan standar mutu. Hal ini juga bertujuan untuk menjaga kualitas produk agar sesuai dengan standar mutu. Peran lain keberadaan laboratorium adalah pengendalian pencemaran lingkungan. Tugas laboran adalah sebagai berikut.

1. Memeriksa bahan baku yang digunakan.
2. Menganalisis produk yang dihasilkan.
3. Menganalisa zat-zat yang dapat menyebabkan pencemaran pada limbah pabrik.
4. Melakukan penelitian dan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi.

Sesuai dengan tugas dan fungsi laboratorium dibagi menjadi 3 bagian yaitu:

a) Laboratorium Fisik (Pengamatan)

Laboratorium ini bertugas untuk melakukan analisis secara fisika terhadap semua aliran yang berhasil dari produksi maupun tangki. Analisa dilakukan terhadap bahan baku benzena meliputi densitas, *specific gravity*, dan kadar toluena sedangkan analisa yang dilakukan terhadap bahan baku hidrogen meliputi viskositas dan kadar metana. Analisa juga dilakukan terhadap produk sikloheksana meliputi viskositas, densitas, kadar benzena bebas, dan kadar toluena.

b) Laboratorium Analitik

Laboran ini bertugas untuk melakukan analisa secara kimiawi terhadap bahan baku, bahan pembantu, produk, dan analisa air.

c) **Laboratorium Perlindungan Lingkungan**

Laboratorium ini berfungsi untuk melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait dalam proses untuk meningkatkan hasil akhir.

BAB VIII

LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES

VIII.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi suatu pabrik merupakan masalah pokok yang menunjang keberhasilan operasi suatu pabrik, oleh karena itu harus direncanakan dan dipertimbangkan dengan baik dan tepat sehingga produksi dan distribusi dari produk yang dihasilkan suatu pabrik dapat berjalan dengan lancar. Strategi dalam penentuan lokasi juga sangat dibutuhkan agar memberikan keuntungan pada perusahaan.

Ada beberapa faktor yang menjadi perhatian dalam penentuan lokasi pabrik. Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, kemudian faktor lainnya yang menjadi pertimbangan seperti pengadaan bahan baku, utilitas, dan lain-lain. Prarancangan pabrik *phthalic anhydride* ini akan didirikan di Cilegon, Banten yang didasarkan dan dipertimbangkan oleh beberapa faktor yaitu sebagai berikut:

1. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku memegang peranan penting dalam perancangan sebuah industri, dimana dalam proses produksi sangat bergantung pada ketersediaan bahan baku. Bahan baku dalam pembuatan *phthalic anhydride* adalah *naphthalene* yang diperoleh dari ABA Chemie Shah Alam, Selangor Malaysia dan *vanadium pentaoksida* yang diperoleh dari PT. Anugrah Putra Kencana, Bekasi Jawa Barat. Dan juga udara yang diperoleh dari sekitar pabrik.

Bahan baku diperoleh dari daerah Jawa Barat, sehingga mengurangi biaya transportasi dan untuk mendapatkan kemudahan maka perencanaan lokasi pabrik diusahakan dekat dengan akses jalan poros yang berhubungan langsung dengan pelabuhan Tanjung Priok sehingga dapat mengurangi biaya transportasi produk dari pabrik ke tempat tujuan sehingga memberi keuntungan pemasaran produk didalam maupun luar negeri. Selain itu dapat juga mengurangi biaya transportasi untuk pembelian bahan baku.

2. Iklim

Kondisi alam iklim dari area yang akan dibangun pabrik harus mendukung, dalam artian kondisinya harus sesuai dengan kondisi yang dibutuhkan. Di daerah Cilegon Banten, Jawa Barat merupakan daerah dengan iklim tropis dengan suhu rata-rata 28 °C. Mengingat kondisi tersebut kawasan industri Cilegon cocok untuk dijadikan lokasi pabrik *phthalic anhydride*.

3. Fasilitas Transportasi

Pendirian pabrik harus ditempatkan dekat dengan pasar, bahan baku, atau dekat persimpangan antara pasar, bahan baku, pelabuhan, kereta api, dan jalan raya. Hal ini bertujuan untuk memudahkan transportasi dan mengurangi biaya yang dikeluarkan oleh perusahaan ataupun oleh karyawan. Lokasi pabrik *phthalic anhydride* terletak di poros jalan sehingga mempermudah penyebaran produk ke berbagai daerah dan juga mempermudah ekspor-impor bahan yang tidak terpenuhi di Indonesia.

4. Fasilitas Air

Pabrik yang akan didirikan dekat dengan sumber air. Dengan lokasi dekat sumber air maka akan mempermudah untuk memperoleh air yang banyak untuk proses produksi, aktifitas kantor dan juga sebagainya. Pabrik *phthalic anhydride* mendapatkan pasokan air dari sungai cidanau yang merupakan daerah aliran sungai (DAS) dengan luas 22.620 hektare, dengan potensi debit rata-rata 10.000-80.000 liter per detik sedangkan kebutuhan tenaga listrik diperoleh dari PLN dengan cadangan generator pembangkit yang dibangun sendiri.

5. Tenaga Kerja

Suatu pabrik akan berjalan jika tersedia alat-alat proses yang lengkap dan juga bahan baku yang digunakan untuk pengolahan dari bahan baku menjadi produk akhir. Oleh karena itu pendirian pabrik ini dirancang tidak jauh (tetapi tidak terlalu dekat) dari lokasi permukiman tenaga kerja tersebut agar dapat mempermudah dalam proses perekrutan tenaga kerja.

6. Perluasan Pabrik

Proses perluasan pabrik harus memperhitungkan rencana perluasan dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun kedepan (jangka panjang). Sehingga apabila suatu

saat nanti akan memperluas area dari pabrik tidak terjadi kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

7. Peraturan Daerah

Dalam mendirikan suatu industri perlu adanya surat-surat perizinan dari instansi yang terikat, baik itu pemda ataupun dari badan pertahanan setempat serta dari instansi lainnya yang terikat. Perizinan yang harus dipenuhi biasanya berkaitan dengan pengelolaan limbah, pendirian pabrik, dan kebijakan pemerintah lainnya. Lahan yang akan didirikan pabrik harus bebas dari sengketa kasus-kasus yang lain, agar pendirian pabrik tidak mengalami kesulitan pada saat membangun maupun pada saat yang akan datang.

8. Karakteristik Masyarakat sekitar Pabrik

Pendirian sebuah industri baik dalam skala kecil maupun besar, perlu diperhatikan sikap dan pandangan masyarakat mengenai persetujuan lokasi pendirian pabrik agar pabrik ini berjalan dengan lancar dan dapat diterima oleh masyarakat dengan baik. Pemanfaatan potensi alam dan potensi masyarakat harus dipergunakan dengan sebaik-baiknya sehingga tidak terjadi masalah yang akan berkembang, selain itu mampu mengatasi permasalahan yang berkaitan dengan lingkungan.

VIII.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak merupakan cara pengaturan tempat kedudukan dan seluruh bagian dari pabrik yang meliputi :

1. Tata letak bangunan pabrik.
2. Tata letak alat-alat proses.

Dalam merancang tata letak bangunan pabrik dan tata letak alat-alat proses harus dipertimbangkan hal-hal sebagai berikut :

1. Pengoperasian, pengontrolan, perbaikan semua peralatan proses harus mudah untuk dilakukan.
2. Segi keselamatan kerja harus diperhatikan
3. Penempatan harus seefisien mungkin.
4. Distribusi utilitas yang ekonomis.

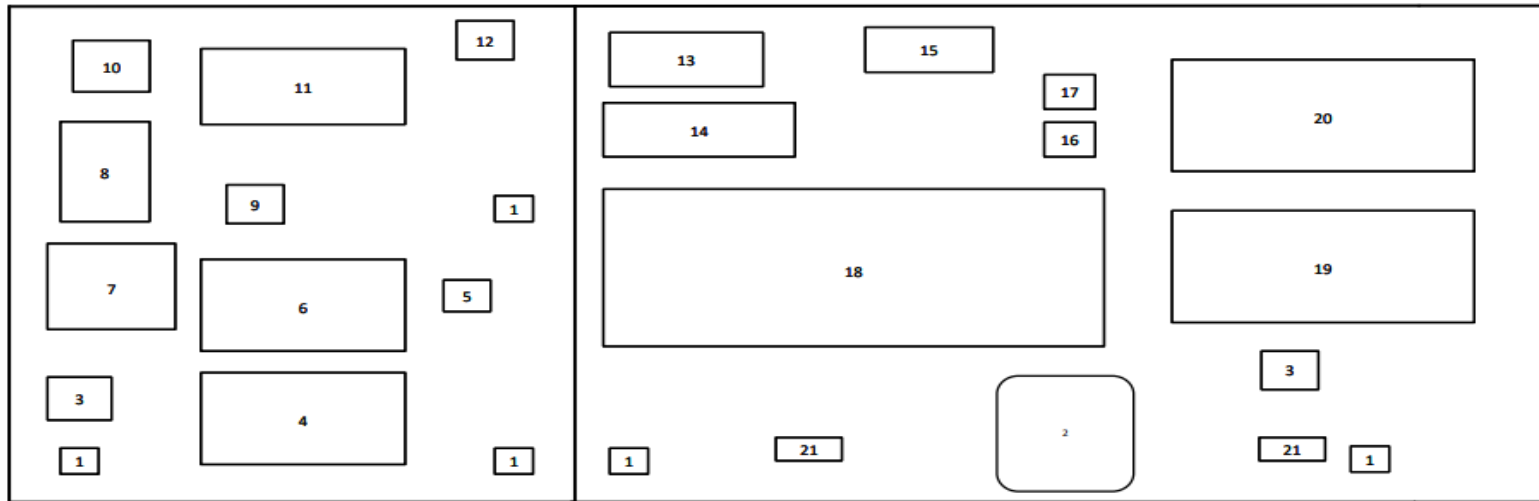
5. Pemipaan dan sarana transportasi dalam pabrik harus dilakukan sedemikian rupa, sehingga tidak ada kemungkinan tabrakan dan kecelakaan.
6. Alat-alat proses dikelompokkan kedalam unit-unit alat proses, sehingga bila terjadi kecelakaan pada suatu alat, tidak akan merambat keseluruh alat proses. Unit-unit alat dikelompokkan kedalam suatu blok dan dipisahkan oleh jalan.
7. Setiap jalan harus dapat dicapai paling sedikit dari dua jalan dalam pabrik.
8. Jarak jalan dengan alat proses harus cukup lebar, sehingga menghindari senggolan dengan arus lalu lintas kendaraan yang lewat pada daerah tersebut.
9. Jarak antar tangki penyimpanan minimal sama dengan satu kali diameter tangki yang terbesar.
10. Unit utilitas ditempatkan secara terpisah dari daerah proses sehingga menjamin operasi yang aman.
11. Peralatan diletakkan tidak berjubel, sehingga memudahkan perawatan dan pemeliharaan alat-alat tersebut.
12. Bangunan kantor dan fasilitas administrasi didirikan cukup jauh dari area proses.
13. Disediakan area untuk perluasan pabrik bila diperlukan dikemudian hari.
14. Fasilitas perumahan didirikan terpisah dari lokasi pabrik, agar kenyamanan keluarga karyawan terjamin.

Rincian luas area pabrik *phthalic anhydride* dapat dilihat pada Tabel VIII.1 berikut ini.

Tabel VIII.1 Rincian Area Bangunan Pabrik *Pthalic Anhydride*

Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
Kantor utama	44	14	616
Pos keamanan/satpam	8	4	32
Mess	16	22	224
Parkir karyawan dan tamu	16	12	352
Parkir truk	20	36	240
Ruang timbang truk	16	14	576
Kantor teknik dan produksi	20	10	280
Klinik	12	12	120
Masjid	14	12	168

Kantin	16	24	192
Bengkel	12	14	288
Unit pemadam kebakaran	16	10	224
Gudang alat	22	16	220
Laboratorium	12	10	192
Utilitas	24	30	1800
Area proses	60	20	900
Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m²)
<i>Control room</i>	45	15	300
<i>Control utilitas</i>	20	15	150
Jalan dan taman	10	40	2400
Perluasan pabrik	114	20	2280
Parkir karyawan	12	10	120
Luas Tanah			11914
Luas Bangunan			19735
Total	589	374	41035



Gambar VIII.1 Tata Letak Bangunan Pabrik

Keterangan :

- | | | | |
|----------------|------------------------------|---------------------------|-----------------------------|
| 1. Pos Satpam | 6.Kantor Teknik dan produksi | 11.Mes Karyawan | 16.Control room utilitas |
| 2.Taman | 7.Parkir Karyawan | 12.Unit Pemadam Kebakaran | 17.Control room area proses |
| 3.Masjid | 8.Parkir Tamu | 13.Bengkel | 18.Area perluasan |
| 4.Kantor Utama | 9.Gudang Alat | 14.Parkir Truk | 19.Area proses |
| 5.Klinik | 10.Kantin | 15.Laboratorium | 20.Area utilitas |
| | | | 21.Area penimbangan truk |

VIII.3. *Layout* Peralatan

Layout peralatan merupakan pengaturan dari tata letak peralatan proses. Untuk menghindari bahaya seperti ledakan atau kebakaran pada alat proses tertentu, maka alat proses dengan tekanan dan suhu operasi yang tinggi sebaiknya dipisahkan atau diberi jarak lebih dari alat proses lainnya. Hal ini juga bertujuan agar tidak membahayakan alat proses lain yang berada di sekitarnya. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam prarancangan tata letak alat proses antara lain:

a. Aliran Bahan Baku dan Produk

Alur aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan secara ekonomis yang cukup besar. Selain itu juga dapat menunjang kelancaran dan keamanan selama proses produksi.

b. Aliran Udara

Aliran udara perlu diperhatikan untuk mencegah terjadinya stagnansi udara atau keadaan berhenti udara pada suatu tempat yang mengandung akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan karyawan.

c. Pencahayaan

Pencahayaan yang memadai harus diadakan pada seluruh area pabrik. Selain itu perlu ditambahkan pencahayaan pada tempat-tempat proses yang memiliki resiko tinggi.

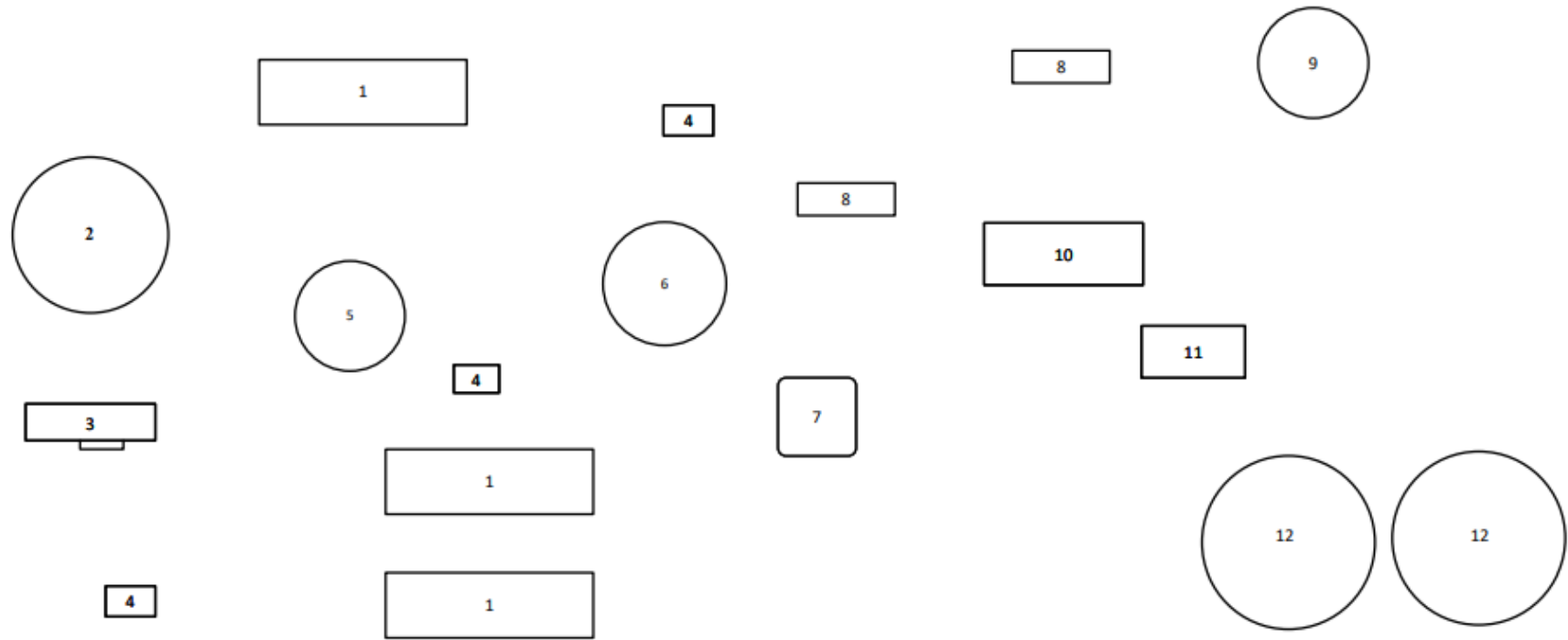
d. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Hal ini perlu diperhatikan dalam penyusunan tata letak alat proses guna karyawan dapat mencapai alat proses dengan cepat, mudah, dan aman. Peralatan yang mengalami gangguan harus segera diperbaiki, maka dari itu keamanan dan keselamatan karyawan selama bekerja juga perlu diperhatikan dengan baik.

e. Pertimbangan Ekonomi

Penataan letak alat proses diharapkan dapat meminimalisir biaya operasi, namun tetap mengutamakan kelancaran dan keamanan pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi pertimbangan ekonomi.

Tata letak alat proses dapat dilihat pada Gambar VIII.2. berikut ini.



Gambar VIII.2 Tata Letak Alat Proses

Keterangan :

1. *Heat Exchanger 1* (HE-01)

1. *Heat Exchanger 2* (HE-02)

1. *Heat Exchanger 3* (HE-03)

2. Silo (S-01)

3. Melter (MT-01)

4. Kompresor 1 (K-01)

4. Kompresor 2 (K-02)

4. Kompresor 3 (K-03)

4. Kompresor 4 (K-04)

5. *Evaporator* (EVP-01)

6. Reaktor (R-01)

7. *Switch Condenssor* (SWC-01)

8. *Cooler 1* (CL-01)

8. *Cooler 2* (CL-02)

9. Separator (SP-01)

10. *Cryztalizer* (CRZ-01)

11. Rotary Cooler (RC-01)

12. Silo (S-02)

BAB IX

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

IX.1. Organisasi Perusahaan

Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan produksi : *Phthalic anhydride*

Kapasitas : 50.000 ton/tahun

Status Pemodalan : Cilegon, Banten

Bentuk perusahaan pada perancangan pabrik *phthalic anhydride* ini merupakan perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) adalah suatu bentuk perkumpulan yang modalnya didapatkan dari beberapa pemegang saham yang dapat memiliki satu atau beberapa saham. Setiap pemegang saham memiliki tanggung jawab pada jumlah modal yang ditanamkan pada perusahaan dan setiap pemegang saham adalah pemilik perusahaan. Pemilihan bentuk perseroan pada beberapa ketentuan sebagai berikut.

- a. Mudah mendapatkan modal dengan cara menjual saham.
- b. Tanggung jawab terbatas pada para pemegang saham, dimana kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pemegang saham.
- c. Kehidupan dari PT lebih terjamin, tidak terpengaruh oleh kepentingan atau berhentinya seorang pemegang saham, direksi atau karyawan.
- d. Effisiensi dalam manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cakap dan berpengalaman.
- e. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
- f. Lapangan usaha yang cukup luas. Suatu PT menarik modal yang sangat pesat dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

IX.2. Struktur Organisasi

Pabrik ini memiliki struktur organisasi yang berfungsi untuk memperjelas dan mempertegas kedudukan hubungan kerja antara satu bagian ke bagian yang

lainnya. Hal ini juga untuk mempermudah untuk mencapai tujuan organisasi yang telah ditetapkan.

IX.3. Tugas dan Wewenang

IX.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang terbentuk Perseroan Terbatas adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada rapat umum tersebut para pemegang saham bertugas untuk :

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

IX.3.2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham dan tanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas dan wewenang komisaris meliputi :

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

IX.3.3. Direktur Utama

Direktur utama adalah pemegang saham terpilih yang diangkat oleh rapat umum pemegang saham yang bertindak sebagai pemegang saham tertinggi dan bertanggung jawab terhadap seluruh hasil kegiatan usaha perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab atas maju mundurnya perusahaan. Tugas direktur utama antara lain :

1. Menentukan sasaran akhir (*final goal*) bagi perusahaan dan merumuskan kebijakan-kebijakan sehingga organisasi dapat mencapai *goal* tersebut.
2. Menentukan strategi perusahaan.
3. Memilih dan mengangkat manager direktur.

4. Memberikan pertimbangan-pertimbangan penting dalam rangka pengambilan keputusan, yang mempunyai dampak terhadap seluruh kehidupan perusahaan.
5. Mengevaluasi hasil kerja manajer direktur selama kurun waktu tertentu dan menentukan kebijakan-kebijakan untuk pengambilan keputusan langkah-langkah pembetulan.
6. Menentukan kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaan pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.
7. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, dan karyawan.
8. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat umum pemegang saham.
9. Mengkoordinasi kerja sama dengan direktur teknik dan produksi serta direktur keuangan dan umum serta personalia.

IX.3.4. Wakil Direktur Utama

Wakil direktur utama adalah pimpinan tertinggi organisasi yang menunjang komando, memimpin seluruh anggota organisasi untuk mengarah ke objek maupun sasaran yang dituju. Tugas-tugasnya adalah :

1. Berdasarkan sasaran akhir yang telah ditentukan, menyusun pemecahan baik dikaitkan dengan fungsi maupun waktunya, dari strategi perusahaan yang merupakan rencana jangka panjang, disusun juga rencana jangka menengah dan pendek.
2. Menjalankan dan memimpin kegiatan-kegiatan perusahaan sehari-hari terutama mengkoordinasi kegiatan fungsi-fungsi yang ada dalam perusahaan seperti produksi, pemasaran, finansial, personal, dan akuntansi.
3. Merumuskan bersama manager-manager fungsional mengenai kebijakan-kebijakan tentang operasional perusahaan.
4. Mengendalikan perusahaan apakah rencana jangka menengah dan pendek telah didapat dicapai dan selanjutnya memutuskan tindakan koreksi yang diperlukan agar semakin hari semakin dapat dilaksanakan kegiatan-kegiatan untuk mencapai tujuan secara efektif dan efisiensi.

IX.3.5.Sekretaris

Sekretaris adalah karyawan perusahaan yang menjalankan fungsi pelayanan (asisten) khususnya kepada manager direktur dan manager-manager fungsional.

Tugas-tugasnya adalah :

1. Melayani hubungan (komunikasi) baik melalui surat maupun komunikasi langsung
2. Melaksanakan kegiatan produksi dengan jalan memimpin dan mengkoordinasikan para bawahannya dalam rangka pencapaian tujuan produksi yang telah ditetapkan.
3. Memelihara kelancaran proses produksi dan mengembangkan rencana-rencana teknik produksi untuk produksi yang dijual.
4. Ikut melaksanakan dan memupuk kelompok diantara para manager fungsional.

IX.3.6.Staff Ahli dan Litbang Ahli

1. Staff Ahli

Staff ahli dari tenaga ahli yang bertugas membantu dewan direksi menjalankan tugasnya baik dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staff ahli antara lain :

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

2. Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Penelitian dan pengembangan terdiri dari ahli-ahli sebagai pembantu direktur utama dan bertanggung jawab kepada direktur utama. Litbang terdiri dari bidang penelitian dan pengembangan. Tugas dan wewenang litbang mempertinggi suatu produk, mempertinggi efisiensi suatu kerja, memperbaiki proses suatu pabrik atau perencanaan alat pengembangan produksi.

IX.3.7.Direktur

Secara umum tugas direktur adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiaanya sesuai dengan garis yang telah diberikan oleh pimpinan perusahaan. Direktur bertanggung jawab kepada direktur utama yang terdiri dari direktur teknik, produksi dan juga keuangan.

IX.3.8.Kepala Bagian

Secara umum kepala bagian tugasnya adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan serta membawahi seksi-seksi dalam lingkungan bagiannya. Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur.

1. Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum bertanggung jawab kepada direktur umum, keuangan dan bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala bagian umum mambawahi seksi personalia, seksi humas, dan seksi keamanan. Tugas seksi personalia adalah membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang dinamis dan menciptakan kesejahteraan karyawan. Tugas seksi humas adalah mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat luar. Tugas seksi keamanan menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada dalam perusahaan, mengawasi keluar masuknya orang karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan perusahaan, dan menjaga kerahasiaan yang berhubungan dengan interen perusahaan.

2. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur umum dan keuangan dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala bagian pemasaran membawahi seksi pembelian dan pemasaran. Tugas seksi pembelian adalah melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan untuk mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang. Tugas seksi pemasaran adalah merencanakan strategi penjualan hasil strategi dan mengatur distribusi barang dari gudang.

3. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab kepada direktur utama dan keuangan dalam bidang keuangan. Kepala bidang keuangan membawahi seksi administrasi dan kas. Tugas seksi administrasi adalah menyelenggarakan catatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor, dan pembukuan masalah pajak. Tugas seksi kas adalah mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan, menghitung uang perusahaan, mengamankan uang, dan membuat prediksi keuangan masa depan.

4. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian produksi membawahi bagian proses, seksi pengendalian proses dan seksi laboratorium. Tugas seksi proses menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki seksi bertugas untuk mengawasi jalannya proses produksi. Tugas seksi pengendalian adalah menangani hal-hal yang mengancam keselamatan kerja dan mengurangi bahaya yang ada. Tugas seksi laboratorium adalah mengawasi dan menganalisa produk serta mengawasi hal-hal buangan produk.

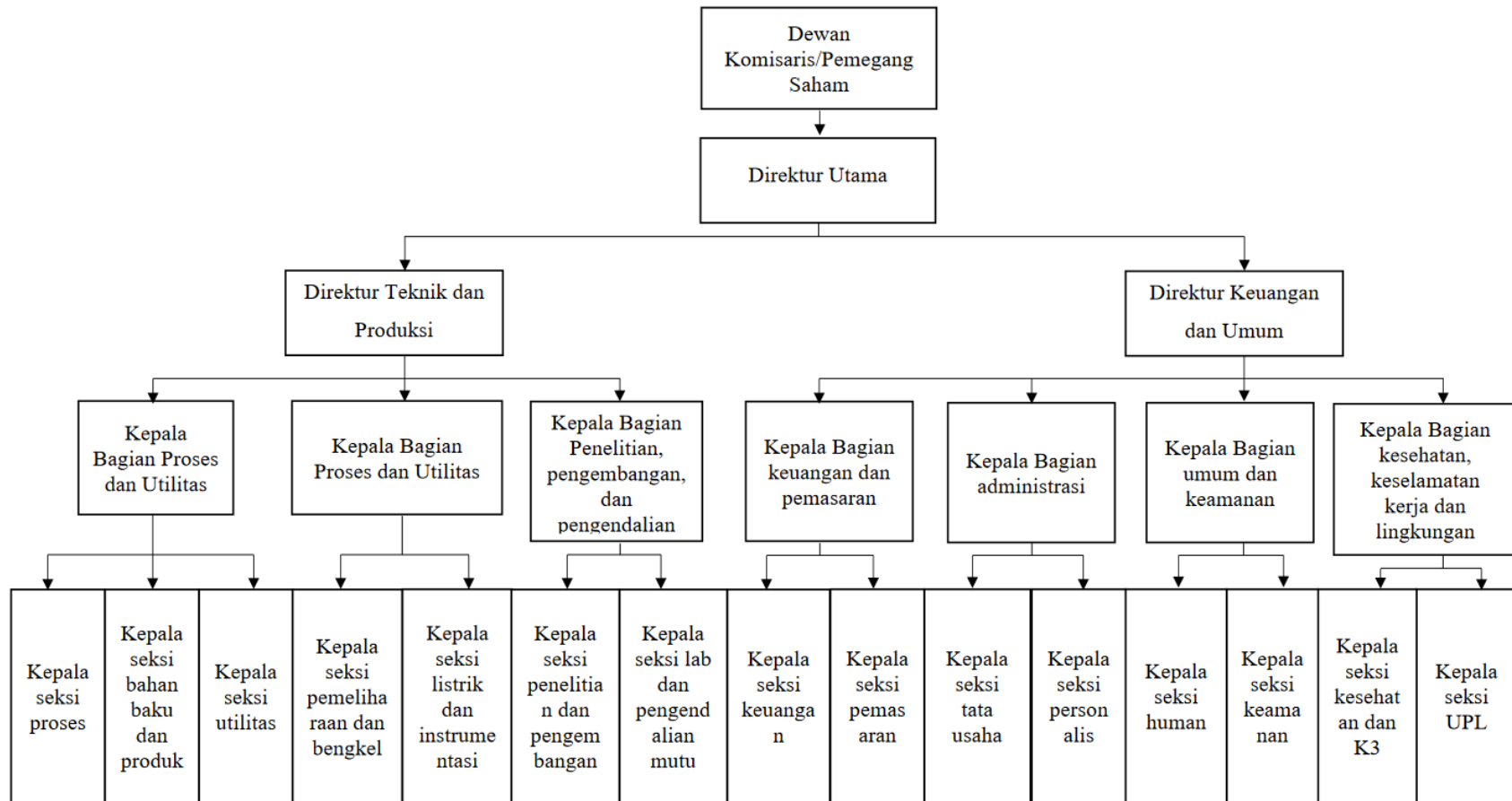
5. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang peralatan, utilitas, mengkoordinir kepala seksi menjadi bawahannya. Kepala bagian teknik membawahi seksi pemeliharaan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik. Tugas seksi utilitas untuk melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses air, *steam*, dan tenaga uap.

6. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bidang masing-masing agar memperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala bidangnya masing-masing sesuai dengan seksinya.

Adapun struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada gambar IX.1.



Gambar IX.1 Struktur Organisasi Pabrik *Pthalic Anhydride*

IX.4. Pembagian Jam Kerja

Pabrik *phthalic anhydride* ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada sikloheksana ini terbagi menjadi dua yaitu:

IX.4.1. Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Orang-orang yang termasuk dalam karyawan *non shift* adalah direktur, *shift* ahli, kepala bagian, kepala seksi serta bagian administrasi. Karyawan *non shift* ini bekerja dengan perincian sebagai berikut.

Senin – jumat : pukul 08.00 WIB - 16.00 WIB

Sabtu : pukul 08.00 WIB - 12.00 WIB

IX.4.2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang berlangsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Orang-orang yang termasuk karyawan *shift* adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan *shift* bekerja secara berganti sehari semalam. Karyawan *shift* dibagi dalam tugas *shift* dengan pengaturan sebagai berikut.

Shift pagi : pukul 07.00 WIB - 15.00 WIB

Shift sore : pukul 15.00 WIB - 23.00 WIB

Shift malam : pukul 23.00 WIB - 07.00 WIB

Pembagian *shift* kerja dapat dilihat pada Tabel IX.1

Tabel IX.1 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan *Shift*

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

Keterangan : A,B,C dan D adalah nama regu *shift*

P: *shift* pagi

S: *shift* siang

M: *shift* malam

L: Libur

IX.5. Perincian Tugas dan Keahlian

Berikut ini adalah rincihaan tugas dan keahlian :

1. Direktur Utama : S3/S2 Teknik Kimia
2. Direktur Teknik dan Produksi : S2/S1 Teknik Kimia
3. Direktur Keuangan dan Umum : S2/S1 Ekonomi
4. Staf Ahli dan Litbang : Sarjana Teknik Kimia, Ekonomi,
dan Hukum
5. Sekretaris : Akademisi Sekretaris
6. Kepala Bagian Produksi : Sarjana Teknik Kimia
7. Kepala Bagian Teknik : Sarjana Teknik Mesin
8. Kepala Bagian Keuangan : Sarjana Ekonomi
9. Kepala Bagian Pemasaran : Sarjana Ekonomi
10. Kepala Bagian Umum : Sarjana Teknik Kimia
11. Kepala Seksi Proses : DIII Teknik Kimia
12. Kepala Seksi Pengendalian Proses : DIII Elektro/Listrik
13. Kepala Seksi Laboratorium : DIII Teknik Kimia
14. Kepala Seksi Utilitas : DIII Teknik Mesin
15. Kepala Seksi Pemeliharaan : DIII Teknik Mesin
16. Kepala Seksi Administrasi : DIII Manajemen
17. Kepala Seksi Kas : DIII Akuntansi
18. Kepala Seksi Pemasaran : DIII Semua Jurusan
19. Kepala Seksi Pembelian : DIII Manajemen

20. Kepala Seksi Keamanan	: DIII Semua Jurusan
21. Kepala Seksi Humas	: DIII Manajemen
22. Kepala Seksi Personal	: Sarjana Psikologi
23. Kepala Satpam	: Purna Perwira, TNI/Polisi
24. Operator	: SMK/SMU/Sederajat
25. Karyawan Biasa	: SMK/SMU/Sederajat
26. Karyawan Pemeliharaan	: STM
27. Medis	: Doktor
28. Paramedis	: Perawat
Lain-lain	: SD/SMP/Sederajat

IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

IX.6.1. Sistem Kepegawaian

Pembagian karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut:

a. Karyawan Tetap

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

b. Karyawan Harian

Karyawan harian ialah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

Karyawan borongan ialah karyawan yang dikerjakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

IX.6.2. Sistem Gaji

a. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

b. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan. Besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Adapun sistem dan pembagian gaji karyawan dapat dilihat pada tabel IX.2 berikut.

Tabel IX. 2 Komposisi dan Sistem Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji Per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	50.000.000	50.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	45.000.000	45.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	45.000.000	45.000.000
Kepala Bagian	7	32.000.000	224.000.000
Kepala Saksi	15	25.000.000	375.000.000
Karyawan Proses	80	13.500.000	1.080.000.000
Laboran	15	7.500.000	112.500.000
HSE	12	8.000.000	96.000.000
Karyawan Lain	40	7.000.000	280.000.000
Satpam	120	4.900.000	588.000.000
Sekretaris	5	8.500.000	42.500.000
Medis	4	7.000.000	28.000.000
Paramedis	3	7.000.000	21.000.000
Sopir	6	5.000.000	30.000.000
<i>Cleaning Service</i>	100	4.900.000	5.880.000.000
Total	410		3.507.000.000

IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Tersedia fasilitas yang memadai dapat meningkatkan kelangsungan produktivitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jenuh dalam menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Kesejahteraan yang diberikan perusahaan pada karyawan antara lain:

a. Pakaian Kerja

Untuk menghindari kesejangan antara karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahunnya. Selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman kerja. Khusus untuk operator selain pakaian dinas juga diberikan baju khusus operator, *safety shoes*, dan helm pengaman sesuai standar keselamatan kerja.

b. Tunjangan

1. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan.
2. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
3. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

c. Cuti

1. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
2. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

d. Pengobatan

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

e. Asuransi Tenaga Kerja

Asuransi tenaga kerja diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan 1.000.000,00/bulan.

IX.8. Manajemen Perusahaan

Manajemen produksi merupakan suatu bagian dan manajemen perusahaan yang berfungsi untuk menyelenggarakan semua kegiatan untuk proses bahan baku menjadi bahan produksi jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi

sedemikian rupa sehingga proses produksi meliputi manajemen perencanaan dan manajemen pengendalian produksi.

Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan yang direncanakan dan dalam waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selanjutnya diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar tidak terjadi penyinggungan. Perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat dilakukan dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

BAB X

EKONOMI TEKNIK

Dalam perancangan pabrik diperlukan analisis ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembangkan dan terjadinya titik impas di mana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu, analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik layak untuk didirikan atau tidak. Dalam evaluasi ekonomi ini terdapat beberapa faktor yang ditinjau yaitu:

1. *Return On Investment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR)
4. *Shut Down Point* (SDP)

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

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*)
Meliputi:
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)
Meliputi:
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

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

X.1. Dasar Perhitungan

Pabrik *phthalic anhydride* ini didirikan pada tahun 2027.

Kapasitas produksi : 50.000 ton/tahun

Satu tahun operasi : 330 Hari

Nilai kurs (Maret 2024) : Rp 15.816

Penentuan harga peralatan pada tahun tertentu diperlukan indeks harga peralatan. Indeks ini ditentukan berdasarkan data-data indeks pada tahun-tahun sebelumnya. Pada pabrik *phthalic anhydride* ini berproduksi selama satu tahun yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2014. Dalam analisa ekonomi harga-harga alat diperhitungkan pada tahun analisa.

Harga indeks pada tahun 2027 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks pada tahun 1897 sampai dengan 2022, dicari dengan persamaan regresi linier. Harga indek 1987 sampai 2022 dapat dilihat pada tabel X.1 sebagai berikut.

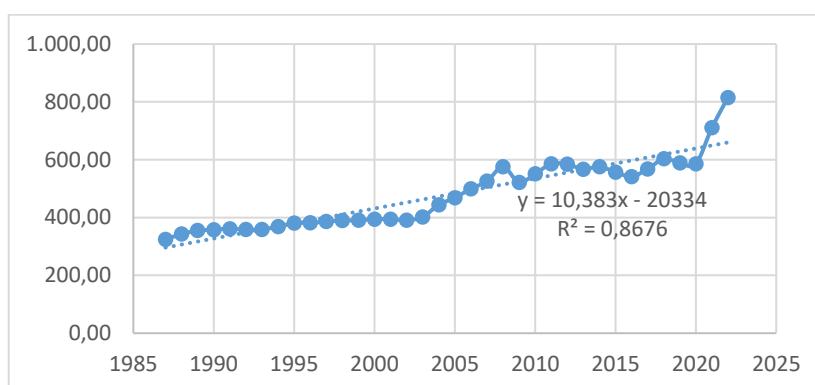
Tabel X.1 Indeks dari *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Tahun (X)	Index (Y)	X (tahun-ke)
1987	324,00	1
1988	343,00	2
1989	355,00	3
1990	357,60	4
1991	361,30	5
1992	358,20	6
1993	359,20	7
1994	368,10	8
1995	381,10	9
1996	381,70	10
1997	386,50	11
1998	389,50	12
1999	390,60	13
2000	394,10	14
2001	394,30	15
2002	390,40	16
2003	402,00	17
2004	444,20	18
2005	468,20	19
2006	499,60	20
2007	525,40	21
2008	575,40	22
2009	521,90	23

Tahun (X)	Index (Y)	X (tahun-ke)
2010	550,80	24
2011	585,70	25
2012	584,60	26
2013	567,30	27
2014	576,10	28
2015	556,80	29
2016	541,70	30
2017	567,50	31
2018	603,10	32
2019	589,23	33
2020	585,69	34
2021	711,03	35
2022	815,00	36
TOTAL	17.205,85	666

Sumber: *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI 2018)*

Dari data indeks di atas didapatkan grafik ekstrapolasi indeks harga seperti yang dilihat pada gambar di bawah ini.



Gambar X.1 Grafik Ekstrapolasi Indeks Harga

Dari data di atas diperoleh persamaan $Y = 10,383 x - 20334$. Maka indeks untuk tahun 2027 diperkirakan sebesar 712,34.

Nilai tukar mata uang Amerika Serikat terhadap rupiah pada Januari 2024 berdasarkan Bank Indonesia yaitu 1US\$ = Rp. 15.816. Untuk penentuan harga alat digunakan persamaan:

$$Ex = \frac{Nx}{Ny} Ey \quad (\text{Chemical_engineering_cost_estimation_ari.Pdf, n.d.})$$

Di mana:

Ex : Harga pembelian 2027

- Ey : Harga pembelian pada tahun referensi 2024
Nx : Indeks harga pada tahun 2027
Ny : Indeks harga pada tahun referensi 2014

Daftar harga alat proses pada pabrik *phthalic anhydride* disajikan pada Tabel X.2 sebagai berikut :

Tabel X.2 Daftar Harga Alat

Nama Alat	Harga \$		Total Harga	
	Harga 2014	2027	\$	Rp
Silo Napthalene	98.100,00	121.299,52	121.299,52	1.918.473.170,65
Silo Pthalic Anhydride	268.000,00	331.378,91	331.378,91	5.241.088.784,25
Heat Exchanger	22.500,00	27.820,99	55.641,98	880.033.564,52
Heat Exchanger	22.500,00	27.820,99	55.641,98	880.033.564,52
Heat Exchanger	22.500,00	27.830,99	55.641,98	880.033.564,52
Kompresor	53.700,00	1.277.539,87	1.277.539,87	1.050.173.386,99
Kompresor	53.700,00	1.277.539,87	1.277.539,87	1.050.173.386,99
Kompresor	53.700,00	1.277.539,87	1.277.539,87	1.050.173.386,99
Kompresor	53.700,00	1.277.539,87	1.277.539,87	1.050.173.386,99
Cooler	258.300,00	319.384,97	638.769,94	10.102.785.320,69
Cooler	258.300,00	319.384,97	638.769,94	10.102.785.320,69
Melter	2.211,00	43.524,39	43.524,39	54.757.644,01
Evaporator	38.800,00	47.975,75	47.975,75	758.784.495,63
Reaktor Fixed Bed	46.900,00	110.542,07	110.542,07	688.381.810,47

Switch Condensor	89.400,00	39.897,77	39,897,77	917.190.537,24
Separator	32.267,00	57.744,01	57.744,01	1.748.333.348,18
Kristalizer	46.700,00	5.142,56	5.142,56	631.023.178,36
Rotary Cooler	4.159,00	3.956,76	63.308,21	81.334.657,66
Pompa	3.200,00	3.956,76	15.827,05	250.320.658,35
Pompa	3.200,00	3.956,76	15.827,05	250.320.658,35
Total	1.166.037	1.441.791,29	2.454.599	38.821.937.559

Sumber: www.matche.com

X.2. Penghitungan Biaya Produksi

X.2.1. *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran yang dilakukan untuk mendirikan fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital Investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

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

b. *Working Capital Investment*

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

X.2.2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct Manufacturing Cost*, *Indirect Manufacturing Cost*, dan *Fixed Manufacturing Cost* yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries & Newton *Manufacturing Cost* terdiri dari:

a. *Direct Cost*

Direct cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

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

X.2.3. General Expenses

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

X.3. Analisis Kelayakan

Untuk dapat memenuhi keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak. Maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang dilakukan untuk menyatakan kelayakan adalah:

X.3.1. Percent Return on Investment (ROI)

Percent Return on Investment (ROI) adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dilakukan.

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

X.3.2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) merupakan waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Deperesiasi})}$$

X.3.3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat di mana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga per unit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

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

Di mana:

Fa : *Fixed Manufacturing Cost*

Ra : *Regulated Cost*

Va : *Variable Cost*

Sa : Penjualan Produk

X.3.4. Shut Down Point (SDP)

1. Suatu titik atau saat penentuan aktivitas produksi dihentikan penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga kerana keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas (tidak menghasilkan *profit*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang dihasilkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga harus berhenti atau tutup.

$$SDP = \frac{0.3 Ra}{Sa - Va - 0.7 Ra} \times 100\%$$

X.3.5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

DCFR merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun yang didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Penurunan untuk menentukan DCFR:

$$(FC + WC)(1 + i)^N = \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Di mana:

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

- C : Cash Flow
 : profit after taxes + deperiasi + finance
- n : Umur pabrik = 10 tahun
- I : Nilai DCFR

X.3.6. Hasil Penghitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik *phthalic anhydride* merupakan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rencana disajikan pada Tabel X.3 – Tabel X.15 sebagai berikut:

Tabel X.3 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Purchased equipment cost</i>	\$ 4.185.091	Rp 66.191.403.539
2	<i>Instalation cost</i>	\$ 3.071.857	Rp 48.584.490.197
3	Pemipaan	\$ 3.599.178	Rp 56.924.607.043
4	Instrumentasi	\$ 1.494.078	Rp 23.630.331.063
5	Isolasi	\$ 334.807	Rp 5.295.312.283
6	Listrik	\$ 627.764	Rp 9.928.710.531
7	Bangunan	\$ 12.477.870,51	Rp 197.350.000.000
8	Tanah dan pembuatan jalan	\$ 2.887.627,12	Rp 45.670.710.531
9	Utilitas	\$ 2.457.399	Rp 38.866.225.664
Total PPC		\$ 31.135.672	Rp 492.441.790.851

Tabel X.4 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Engineering and construction (20% PPC)</i>	\$ 6.227.134	Rp 98.488.358.170
2	<i>PPC + engineering and construction</i>	\$ 37.362.807	Rp 590.930.149.022
Total DPC		\$ 43.589.941	Rp 689.418.507.192

Tabel X.5 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Engineering and construction</i>	\$ 6.227.134	Rp 98.488.358.170
2	<i>Direct plant cost</i>	\$ 37.362.807	Rp 590.930.149.022
3	<i>Contractor's fee</i>	\$ 3.736.281	Rp 59.093.014.902
4	<i>Contingency</i>	\$ 9.340.702	Rp 147.732.537.255
5	<i>Environmental cost</i>	\$ 1.255.527	Rp 19.857.421.062
6	<i>Plant start up</i>	\$ 371.628	Rp 5.909.301.490
Total FCI		\$ 56.325.724	Rp 823.522.423.731

Tabel X.6 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material</i>	\$ 36.882.190	Rp 583.328.720.332
2	Tenaga kerja	\$ 221.737,48	Rp 3.507.000.000,00
3	<i>Supervisor</i>	\$ 22.173,75	Rp 350.700.000,00
4	<i>Maintenance</i>	\$ 5.727.583,88	Rp 90.587.466.610,42
5	<i>Plant supplies</i>	\$ 859.137,58	Rp 13.588.119.991
6	<i>Royalties and patents</i>	\$ 3.000.000,00	Rp 47.448.000.000,00
7	Utilitas	\$ 3.102.274,96	Rp 49.065.580.704,08
Total DMC		\$ 49.815.097,85	Rp 787.875.587.638

Tabel X.7 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Payroll overhead</i>	\$ 44.347,50	Rp 701.400.000,00
2	<i>Laboratory</i>	\$ 44.347,50	Rp 701.400.000,00
3	<i>Plant overhead</i>	\$ 221.737	Rp 3.507.000.000,00
4	<i>Packaging and shipping</i>	\$ 19.500.000,00	Rp 308.412.000.000,00
Total IMC		\$ 19.810.432,47	Rp 313.321.800.000,00

Tabel X.8 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Depersiasi	\$ 5.206.894,43	Rp 82.352.242.373,11
2	<i>Property tax</i>	\$ 1.509.999,39	Rp 22.882.150.288,20
3	Asuransi	\$ 520.689,44	Rp 8.235.224.237,31
Total FMC		\$ 7.237.583,26	Rp 114.469.616.898

Tabel X.9 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	\$ 49.815.097,853	Rp 787.875.587.638,32
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	\$ 19.810.432,473	Rp 313.321.800.000,00
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	\$ 7.237.583,264	Rp 114.469.616.898
Total MC		\$ 76.863.113,590	Rp 1.215.667.004.536

Tabel X.10 *Working Capital (WC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material inventory</i>	\$ 3.073.515,85	Rp 48.610.726.694,35
2	<i>Inproses inventory</i>	\$ 15.372.622,72	Rp 243.133.400.907,39
3	<i>Product inventory</i>	\$ 3.493.777,89	Rp 55.257.591.115,32
4	<i>Extended credit</i>	\$ 6.250.000,00	Rp 98.850.000.000,00
5	<i>Available cash</i>	\$ 6.987.555,78	Rp 110.515.182.230
Total WC		\$ 35.177.472,24	Rp 556.366.900.947,69

Tabel X.11 *General Expense (GE)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Administrasi	\$ 100.199,17	Rp 1.584.750.000,00
2	<i>Sales expense</i>	\$ 11.529.467,04	Rp 182.350.050.680,54
3	<i>Research</i>	\$ 6.149.049,09	Rp 97.253.360.362
4	<i>Finance</i>	\$ 24.369.183,83	Rp 401.239.011.506,20
Total GE		\$ 43.147.899,12	Rp 682.427.172.549,70

Tabel X.12 *Total Production Cost*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	\$ 76.863.113	Rp 1.202.036.794.622
2	<i>General Expense</i>	\$ 43.147.899,12	Rp 1.215.667.004.536
Total		\$ 120.011.013	Rp 1.898.094.177.086

Tabel X.13 *Fixed Cost (Fa)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Depresiasi	\$ 5.194.086	Rp 82.352.242.373,11
2	<i>Property tax</i>	\$ 4.597,95	Rp 23.024.241.580,94
3	Asuransi	\$ 1.791.064	Rp 8.235.224.237,31
Total Fa		\$ 63.911,51	Rp 114.469.616.898

Tabel X.14 *Variable Cost (Va)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material</i>	\$ 36.791.467	Rp 583.328.720.332,26
2	<i>Packaging and shipping</i>	\$ 59.377,52	Rp 308.412.000.000,00
3	Utilitas	\$ 10.671.186	Rp 49.065.580.704,08
4	<i>Royalties & patents</i>	\$ 26.491,51	Rp 47.448.000.000,00
Total Va		\$ 15.462.854	Rp 988.254.301.036,3

Tabel X.15 *Regulated Cost (Ra)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Gaji karyawan	\$ 1.169.157	Rp 18.537.000.000,00
2	<i>Payroll overhead</i>	\$ 44.238	Rp 701.400.000,00
3	<i>Plant overhead</i>	\$ 762.731	Rp 3.507.000.000
4	<i>Supervise</i>	\$ 22.119	Rp 350.700.000,00
5	Laboratorium	\$ 10.974	Rp 701.400.000,00
6	<i>Maintenance</i>	\$ 43.041.764	Rp 682.427.172.549,70
7	<i>General expense</i>	\$ 5.713.495	Rp 90.587.466.610,42
8	<i>Plant supplies</i>	\$ 11.622	Rp 13.588.119.991,56
Total Ra		\$ 18.318.928	Rp 810.400.259.151,69

X.5. Analisis Keuntungan

Harga jual produk <i>phthalic anhydride</i>	= 3 usd/kg
	= \$ 150.000.000,0000 usd/tahun
<i>Annual sales (Sa)</i>	= Rp 2.372.400.000.000,00
<i>Total cost</i>	= Rp 1.898.094.177.086,65
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 474.305.822.913,35
Pajak pendapatan	= Rp 150.808.565.827,84
Keuntungan setelah pajak	= Rp 332.014.076.039,35

X.6. Analisis Kelayakan

1. Percent Return On Investment (ROI)

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

$$ROI \text{ Sebelum pajak} = 57,59 \%$$

$$ROI \text{ setelah pajak} = 40,32\%$$

2. Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Deperesiasi})}$$

$$POT \text{ sebelum pajak} = 1,48 \text{ Tahun}$$

$$POT \text{ setelah pajak} = 1,98 \text{ Tahun}$$

3. Percent Profit On Sales (POS)

$$POS = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Total Penjualan Pajak}} \times 100\%$$

$$POS \text{ sebelum pajak} = 19,99 \%$$

$$POS \text{ setelah pajak} = 13,99\%$$

4. Break Even Point (BEP)

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

$$BEP = 43,78 \%$$

5. Shut Down Point (SDP)

$$SDP = \frac{0.3 Ra}{Sa - Va - 0.7 Ra} \times 100\%$$

$$SDP = 29,76 \%$$

6. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 823.522.423.731

Working Capital = Rp 556.366.900.948

Cash flow = Rp 82.352.242.373

DCFR dihitung secara *trial & error*

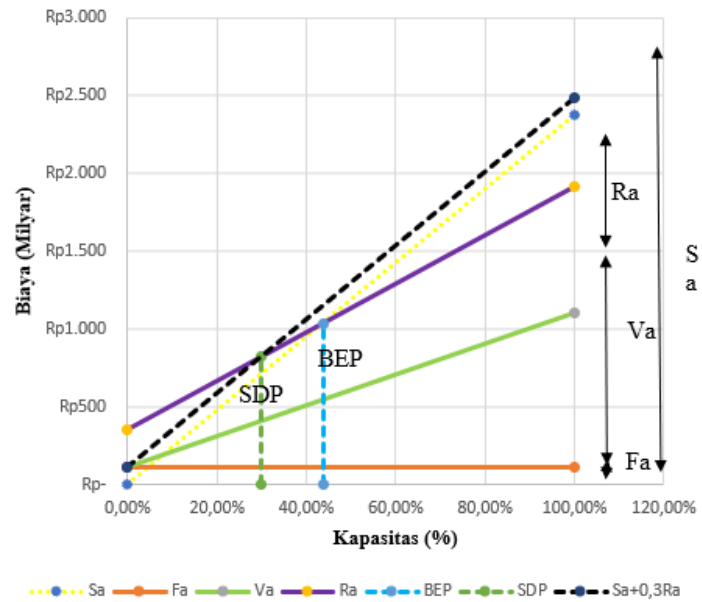
$$(FC + WC)(1 + i)^N = \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Tabel X.16 *Trial Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Nilai i	R	S	R-S
1,0000	1.413.006.668.471.110,0000	835.002.971.650.111,0000	578.003.696.820.995,00
0,9000	846.019.287.803.809,000	555.346.970.770.851,0000	290.672.317.032.958,00
0,8000	492.684.961.013.404,0000	363.630.725.022.727,0000	129.054.235.990.676,00
0,7207	313.975.558.659.484,0000	257.006.967.102.731,0000	56.968.591.556.753,70
0,6000	128.517.200.544.731,0000	128.517.200.544.731,0000	0,00

Dengan *trial and error* diperoleh nilai $i = 0,6000\%$

Hubungan proses kapasitas dan keuntungan dijelaskan pada Gambar X.2 berikut:



Gambar X.2 Grafik Hubungan Kapasitas Produksi dan Biaya

BAB XI KESIMPULAN

XI.1. Kesimpulan

Berdasarkan tinjauan proses dari kondisi bahan baku maupun kondisi operasinya, maka pabrik *phthalic anhydride* dengan proses oksidasi *naphthalene* dengan kapasitas 50.000 ton/tahun tergolong pabrik beresiko tinggi. Berdasarkan evaluasi ekonomi pabrik ini, diperoleh data sebagai berikut.

1. *Percent Profit On Sales* (POS)

Sebelum pajak = 19,99 %

Sesudah pajak = 13,99%

2. *Retrun On Investment* (ROI)

Sebelum pajak = 57,59 %

Sesudah pajak = 40,32%

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia beresiko tinggi minimal 44% (Aries dan Newton, 1995).

3. *Pay Out Time* (POT)

Sebelum pajak = 1,48 Tahun

Sesudah pajak = 1,98 Tahun

Syarat POT sebelum pajak maksimum untuk pabrik beresiko tinggi minimal dua tahun.

4. *Break Even Point* (BEP) tercapai pada saat kapasitas produksi sebesar 43,78 %, syarat umum BEP untuk pabrik kimia adalah 40-60%

5. *Shut Down Point* (SDP) tercapai pada saat kapasitas produksi sebesar 29,76%, syarat umum SDP untuk pabrik kimia adalah 25-40%

6. *Discounted Cash Flow Rate Of Return* (DCFRR) sebesar 60 %. Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik *phthalic anhydride* dengan proses oksidasi *naphthalene* dengan kapasitas 50.000 ton/tahun beresiko tinggi dan layak dipertimbangkan untuk pendiriannya karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan sehingga layak didirikan.

XI.2. Saran

Pada proses perancangan pabrik kimia perlunya pemahaman konsep dasar untuk meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik di antaranya sebagai berikut.

1. Perancangan alat proses harus dipilih secara selektif untuk meminimalisir harga alat sehingga mengoptimalkan keuntungan yang dihasilkan.
2. Perancangan pabrik harus memperhatikan limbah yang dihasilkan harapannya limbah pabrik dapat diolah lebih baik lagi dan dapat menghasilkan pabrik ramah lingkungan.
3. Mengoptimalkan energi dan peralatan pabrik baik alat utama dan penunjang sehingga dihasilkan pabrik yang efisien dengan keuntungan yang besar.

DAFTAR PUSTAKA

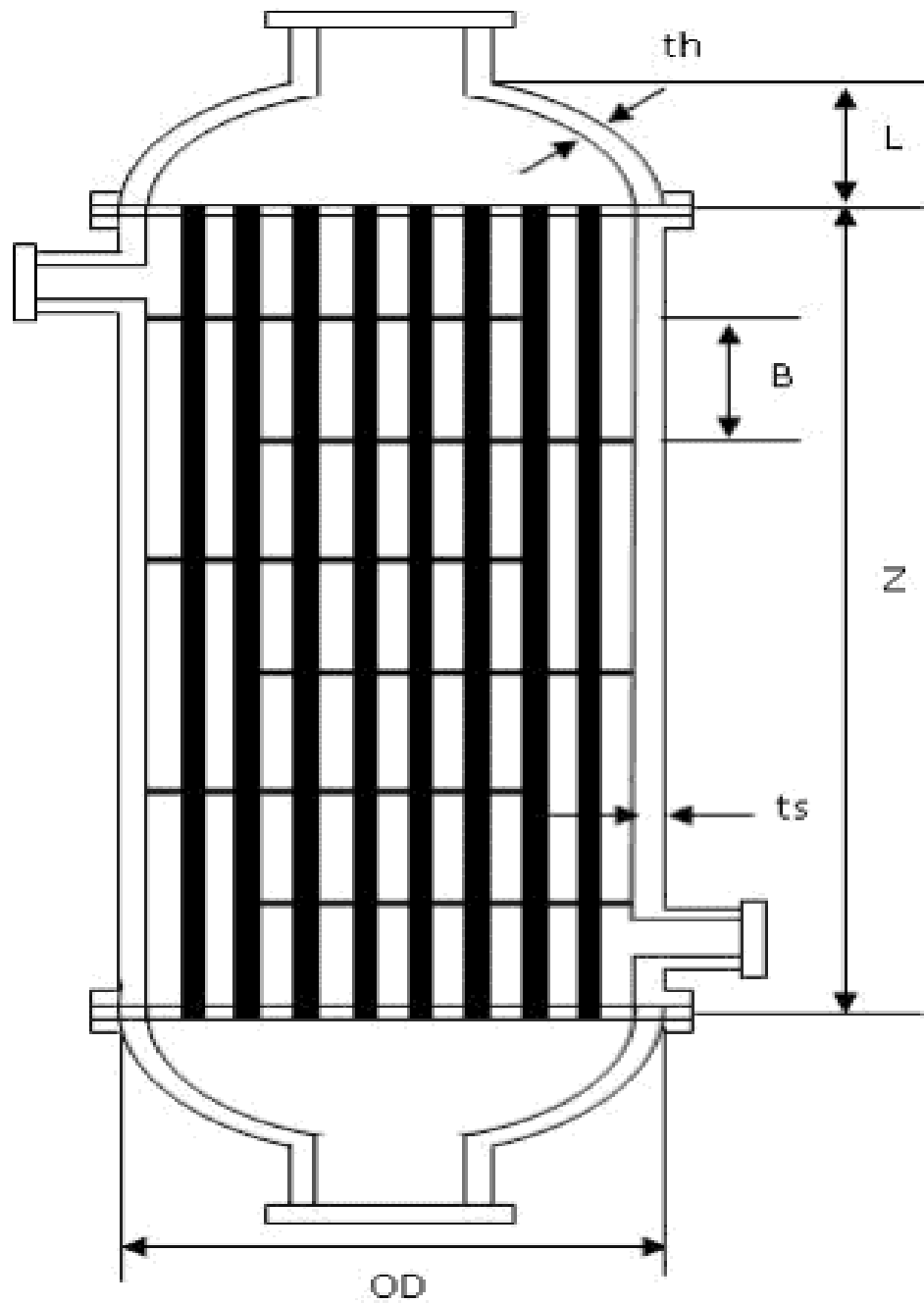
- Badan Pusat Statistik. (2015/2020). Ekspor dan Impor (Dinamis).
<https://www.bps.go.id/>
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Process equipment design: vessel design*. John Wiley & Sons.
- Coulson, J. M. (2000). Coulson & Richardson Chemical Engineering, Volume 1. *disp, 10, 32*.
- Dekker, Marcel. (2005) "Crystallization: Industrial applications, TECHNOLOGY & ENGINEERING, New York.
- Dekker, Marcel. (2005) "Crystallization: Industrial applications, TECHNOLOGY ENGINEERING (Chapter 5), New York.
- Faith, W.L., Keyes, D.B., and Clark, E.L. (1975) *Industrial Chemistry*, 4th ed, London: John wiley and Sons.
- Hill, C. G. (1977). *An introduction to chemical engineering kinetics & reactor design*. Wiley.
- Ika, I. S. (2018). *Prarancangan Pabrik Phthalic Anhydride dari Ortho Xylene dan Oksigen dengan Kapasitas 50.000 Ton/Tahun*, Skiripsi, Doctoral dissertation: Universitas Bhayangkara Jakarta Raya.
- Kern, D. Q., & Kern, D. Q. (1950). *Process heat transfer* (Vol. 5). New York: McGraw-Hill.
- Levenspiel, O, 1999, "Chemical Reaction Engineering", 3rd edition. John Wiley and Sons: New York
- Newnan, C. D. (1975). *KINETICS OF THE CATALYTIC OXIDATION OF PHTHALIC ANHYDRIDE*.
- Othmer, D. F., & Brown, G. G. (1940). Correlating vapor pressure and latent heat data. *Industrial & Engineering Chemistry*, 32(6), 841-856
- Peterson, T. I. (1962) 'Kinetics and mechanism of naphthalene oxidation by non-linear estimation' *Chemical Engineering Science*, Vol. 17, pp. 203-219. Pergamon Press Ltd., London.

- Smith, R. (1995) *Chemical Process Design*, Singapore: McGraw Hill International Book Company,
- Ullmann, R., Turner, G., Kirchhoff, M., Chen, W., Tonge, B., Rosenberg, C., ... & Ropers, H. H. (2007). Array CGH identifies reciprocal 16p13. 1 duplications and deletions that predispose to autism and/or mental retardation. *Human mutation*, 28(7), 674-682.
- Vahlenkamp, et al. (1987). "Phthalic Anhydride process and Product" U.S. Patent 4 659 842, Apr,21,1987.
- Weissermel, K. and Arpe, H.-J. (1997) Weissermel, Arpe Industrial Organic Chemistry.
- Yaws, C.L. (1999) *Chemical Properties Handbook* , New Jersey: McGraw Hill Companies, Inc.-,2020. www.alibaba.com, Global Products, diakses pada 7 September 2021.
- Thomas J, Daguinet C, Verschuren I, Martens W, Brands R, Korte R. 2016. *Process for the Production of Cyclohexanone from Phenol from Phenol*. Patent WO 2016/070547 A1.
- UN Data, 2021, "UN Comtrade Global Database", Diakses pada 19 September 2023 dari <https://comtradeplus.un.org/>.

LAMPIRAN

REAKTOR

Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi antara Napthalene ($C_{10}H_8$) dan Oksigen (O_2) menjadi <i>Phthalic Anhydride</i> ($C_8H_4O_3$).
Fase	: Gas
Kondisi Operasi	: Isotermal, non-adiabatis
	Suhu : 260-400 ° C
	Tekanan : 1 atm
Reaksi	: Eksotermis
Konversi	: 99,80%
Pendingin	: <i>Dowtherm A</i>
Katalis	: V_2O_5 (<i>Vanadium Pentaoksida</i>)
Alasan	: <ol style="list-style-type: none">1. Reaksi dalam fase Gas-gas2. Adanya bantuan katalis padat3. Reaksi berlangsung secara eksotermal



Gambar A.1 Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :

Reaksi utama :



Pemisalan komponen (symbol)

Pemisalan Komponen	Komponen	BM (Kg/Kmol)
A	N ₂	28,0134
B	O ₂	31,9988
C	CO ₂	44,0095
D	H ₂ O	18,0152
E	C ₁₀ H ₈	128,1702
F	C ₈ H ₄ O ₃	148,1154

Komposisi umpan masuk reaktor

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)
	Arus 4	Arus 5
N ₂	23469,0700	23469,0700
O ₂	6238,6136	12,4772
CO ₂	0,0000	3805,8253
H ₂ O	11,1283	1569,0352
C ₁₀ H ₈	5553,0162	11,1060
C ₈ H ₄ O ₃	0,0000	6404,3143
Total	35271,8281	35271,8281

Data Panas Pembentukan

Pemisalan komponen	Komponen	ΔH_f 298 K
A	N ₂	0
B	O ₂	0
C	CO ₂	-393,5
D	H ₂ O	-241,8

E	C ₁₀ H ₈	150,6
F	C ₈ H ₄ O ₃	-393,13

Kapasitas panas fase gas :

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

Dimana :

C_p : Kapasitas Panas (J/mol K)

A,B,C,D,E : Konstanta

T : Suhu Operasi (K)

Komponen	A	B	C	D	E
N ₂	29,342	-3,5395E-03	1,0076E-05	-4,3110E-09	2,5935E-13
O ₂	29,526	-8,8999E-03	3,8083E-05	3,2629E-08	8,8607E-12
CO ₂	27,437	4,2320E-02	-1,9555E-05	3,9970E-09	-2,9872E-13
H ₂ O	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	1,7825E-08	3,6934E-12
C ₁₀ H ₈	67,099	4,3240E-02	9,1740E-04	-1,0020E-06	3,0896E-10
C ₈ H ₄ O ₃	40,083	3,6080E-02	9,5956E-04	-1,2340E-06	4,6597E-10

Densitas fase gas :

$$\rho = A \cdot B \frac{1-TC^n}{TC}$$

Dimana :

ρ = Densitas

A.B = Konstanta

Komponen	A	B	Tc
N ₂	0,3121	0,2848	126,1000
O ₂	0,4353	0,2877	154,5800
CO ₂	0,4638	0,2616	304,1900
H ₂ O	0,3471	0,2740	647,1300
C ₁₀ H ₈	0,3069	0,2504	748,3500
C ₈ H ₄ O ₃	0,3518	0,2322	791,0000

Viskositas fase gas :

$$\mu_i = A + BT + CT^2$$

$$\mu_{\text{mix}} = \frac{\sum y_i \mu_i M_i^{0,5}}{\sum y_i M_i^{0,5}}$$

Dimana :

μ : Viskositas (micropoise)

A,B,C : Konstanta

T : Suhu Operasi (K)

Komponen	A	B	C
N ₂	42,826	0,475	-9,8800E-05
O ₂	44,224	0,562	-1,1300E-04
CO ₂	11,811	0,4984	-1,0851E-04
H ₂ O	-36,826	0,429	-1,6200E-05
C ₁₀ H ₈	-16,789	0,2541	-3,5495E-05
C ₈ H ₄ O ₃	-22,162	0,2819	-5,0380E-05

LANGKAH PENYUSUNAN REAKTOR

1. Penyusunan model matematika
2. Menentukan jumlah pipa dalam reaktor sebagai data pendukung
3. Penyelesaian persamaan matematis
4. Perhitungan pelengkap
5. Perhitungan neraca panas overall

1. PENYUSUNAN MODEL MATEMATIKA

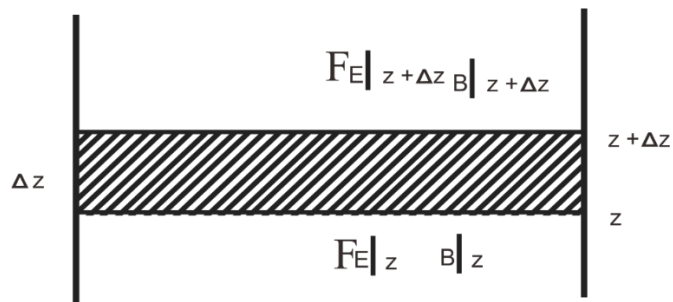
Asumsi :

- Steady state
- Gas dianggap mengikuti persamaan gas ideal
- Aliran plug flow, tidak ada gradient konsentrasi ke arah radial
- Perpindahan kalor berlangsung dari dalam pipa ke arah luar
- Fluida mengalir didalam reaktor dengan kecepatan yang sama dan tetap

TINJAUAN ELEMEN VOLUME REAKTOR

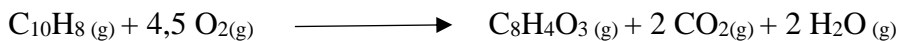
A. Neraca massa untuk $C_{10}H_8$ pada elemen volume Δv

Skema :



Neraca massa pada keadaan steady state :

Reaksi :



Rate of input – Rate of output + Rate of Reaction = Rate of Accumulation

$$F_E|_z - F_E|_{z+\Delta z} + (r'_E) \cdot \Delta W = 0$$

$$(F_E|_z - F_E|_{z+\Delta z}) = (r'_E) \cdot \Delta W$$

$$\lim_{\Delta W \rightarrow 0} \frac{(F_E|_{z+\Delta z})}{\Delta W} = (r'_E)$$

$$-\frac{dF_E}{dW} = (-r'_E)$$

Dimana :

$$F_E = F_{E0} \cdot (1 - X_E)$$

$$dF_E = -F_{E0} \cdot dX_E$$

Dan

$$W = \rho_B \cdot V$$

$$dW = \rho_B \cdot dV$$

$$V = \frac{\pi}{4} (D_i)^2 \cdot Nt \cdot z$$

$$dV = \frac{\pi}{4} (D_i)^2 \cdot Nt \cdot dz$$

$$dW = \rho_E \cdot \frac{\pi}{4} (D_i)^2 \cdot Nt \cdot dz$$

Sehingga :

$$\frac{-F_{E0} \cdot dX_E}{\rho_E \cdot \frac{\pi}{4} (D_i)^2 \cdot Nt \cdot dz} = (-r'_E)$$

$$r' = -r'_E$$

$$\frac{dX_E}{dz} = \frac{\rho_E \cdot \frac{\pi}{4} (D_i)^2 \cdot Nt}{-F_{E0}} (r') \dots \dots \dots (1)$$

Dimana :

$$r' = \frac{k \times C_N}{\rho_B}$$

$$k = 5,6 \times 10^6 \cdot e^{-1700/RT}$$

(Peterson,1962)

Dengan,

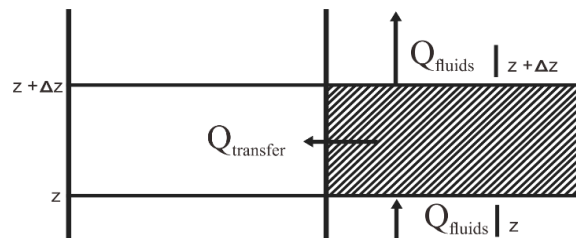
F_{E0} = Kecepatan mol mula-mula (kmol/jam)

D_i = Diameter dalam tube (m)

ρ_B = Densitas katalis (kg/m³)

- z = Tinggi tumpukan katalis (m)
 r' = Laju reaksi (kmol naphthalene/jam kg katalis)
 k = Konstanta laju reaksi (1/jam)
 FE = Kecepatan mol (kmol/jam)
 ΔV = Elemen volume sistem (m³)
 $\frac{dX_E}{dz}$ = Perubahan konversi per tinggi tumpukan katalis (1/m)
 R = Konstanta gas ideal (1,987203 cal/mol.K)
 T = Suhu fluida (K)
 CE = Konsentrasi naphthalene (kmol/m³)
 Nt = Jumlah tube

B. Neraca panas pada elemen volume setebal Δz



Ditinjau keadaan steady state :

Laju Panas Masuk-Laju Panas Keluar + Panas generasi + Panas Transfer = Panas Akumulasi.

$$\left[\sum F_i \cdot C_{Pi} (T - T_r) \Big|_z \right] - \left[\sum F_i \cdot C_{Pi} (T - T_r) \Big|_{z+\Delta z} \right] + Q_R - Q_P = 0$$

Dimana :

$$Q_R = (r'_E) \cdot (\Delta H_{rE}) \cdot \Delta w$$

$$\Delta w = \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} D_i^2 \cdot Nt \cdot \Delta z$$

$$Q_R = (r'_E).(\Delta H_{rE}).\rho_B.\frac{\pi}{4}Di^2.Nt.\Delta Z$$

$$Q_p = U_D.\pi.D_0.Nt.(T_p - T).\Delta Z$$

Sehingga :

$$\left[\sum F_i.C_{pi}.(T - T_r)|_z \right] - \left[\sum F_i.C_{pi}.(T - T_r)|_{z+\Delta Z} \right] = Q_p - Q_R$$

$$\left[\sum F_i.C_{pi}.(T - T_r)|_z \right] - \left[\sum F_i.C_{pi}.(T - T_r)|_{z+\Delta Z} \right]$$

$$= U_D.\pi.D_0.Nt.(T_p - T).\Delta Z - (r'_E).(\Delta H_{rE}).\rho_B.\frac{\pi}{4}Di^2.Nt.\Delta Z$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \left[\frac{(T - T_r)|_z - (T - T_r)|_{z+\Delta Z}}{\Delta Z} \right]$$

$$= \frac{U_D.\pi.D_0.Nt.(T_p - T)}{\sum F_i.C_{pi}} - \frac{\rho_B.(r'_E).(\Delta H_{rE}).\frac{\pi}{4}Di^2.Nt}{\sum F_i.C_{pi}}$$

$$-\frac{dT}{dz} = \frac{U_D.\pi.D_0.Nt.(T_p - T)}{\sum F_i.C_{pi}} - \frac{(r'_E).(\Delta H_{rE}).\rho_B.\frac{\pi}{4}Di^2.Nt}{\sum F_i.C_{pi}}$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{r'_E.(\Delta H_{rE}).\rho_B.\frac{\pi}{4}Di^2.Nt}{\sum F_i.C_{pi}} - \frac{U_D.\pi.D_0.Nt.(T_p - T)}{\sum F_i.C_{pi}}$$

$$\frac{dT}{dz} = \left[\frac{[(r'_E).(\Delta H_{rE}).\rho_B.\frac{\pi}{4}Di^2.Nt - U_D.\pi.D_0.Nt.(T_p - T)]}{\sum F_i.C_{pi}} \right]$$

$$\frac{dT}{dz} = \left[\frac{[(r'_E).(\Delta H_{rE}).\rho_B.\frac{\pi}{4}Di^2 - U_D.\pi.D_0.(T_p - T)]}{\sum F_i.C_{pi}} \right].Nt$$

Dimana :

$$r' = -r'_E$$

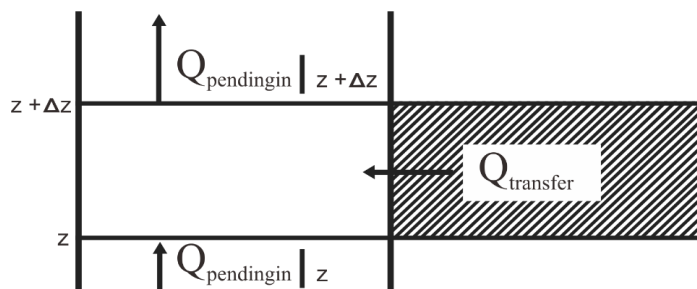
Sehingga :

$$\frac{dT}{dz} = \left[\frac{[(r'_E) \cdot (\Delta H_{rE}) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} D_i^2 - U_D \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T_p - T)]}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \right] \cdot Nt \dots \dots \dots (2)$$

Keterangan :

- Fi = Laju alir molar komponen i (kmol/jam)
- Cpi = Kapasitas panas komponen i (kj/kmol.K)
- r' = Laju reaksi (kmol/jam.kg katalis)
- UD = Koefisien trnsfer panas overall (kj/jam.m2.K)
- T = Suhu gas dalam pipa (K)
- Tr = Suhu referensi (K)
- A = Luas trnsfer panas dinding luas per satuan panjang (m2)
- TP = Suhu pendingin (K)
- z = Tinggi tumpukan katalis (m)
- Do = Diameter luar tube (m)
- $\frac{dT}{dz}$ = Perubahan suhu per tinggi tumpukan katalis

C.Neraca panas pendingin pada elemen volume.



Neraca massa pendingin pada elemen volume dalam keadaan steady state :

Pendingin yang digunakan adalah Downtherm A. Aliran pendingin di dalam reaktor searah dengan aliran gas.

Laju panas masuk-Laju panas keluar + panas generasi = Laju panas akumulasi

$$[F_p \cdot C_{pp} \cdot (T_p - T)|_z] - [F_p \cdot C_{pp} \cdot (T_p - T)|_{z+\Delta z}] + Q_P = 0$$

$$[F_p \cdot C_{pp} \cdot (T_p - T)|_z] - [F_p \cdot C_{pp} \cdot (T_p - T)|_{z+\Delta z}] + U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot Nt \cdot (T_p - T) \cdot \Delta z = 0$$

$$F_p \cdot C_{pp} \cdot [(T_p - T)|_z - (T_p - T)|_{z+\Delta z}] = -U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot Nt \cdot (T_p - T) \cdot \Delta z$$

$$\frac{(T_p - T)|_z - (T_p - T)|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = \frac{-U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot Nt \cdot (T_p - T)}{F_p \cdot C_{pp}}$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \left[\frac{(T_p - T)|_z - (T_p - T)|_{z+\Delta z}}{\Delta z} \right] = \frac{-U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot Nt \cdot (T_p - T)}{F_p \cdot C_{pp}}$$

$$\frac{-dT_p}{dz} = \frac{-U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot Nt \cdot (T_p - T)}{F_p \cdot C_{pp}}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot Nt \cdot (T_p - T)}{F_p \cdot C_{pp}} \dots \dots \dots (3)$$

Keterangan :

F_p =Laju alir mol pendingin (kmol/jam)

C_{pp} =Kapasitas panas transfer pendingin (kj/kmol.K)

U_D = Koefisien trnasfer panas overall (kj/jam.m².K)

D_o = Diameter luar tube (m)

T_P = Suhu pendingin (K)

T = Suhu gas (K)

N_t =Jumlah tube

D.Pressure drop dalam pipa

Penurunan tekanan dalam pipa yang berisi katalisator padat dapat diketahui dengan menggunakan persamaan Ergun (Fogler,1991)

$$\frac{dp}{dz} = - \frac{f \cdot G}{\rho g \cdot D_p} \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \dots \dots \dots (4)$$

Dimana :

$$f = \frac{150}{N_{RE}} + 1,75$$

$$NR_e = \frac{dp \cdot G}{\mu}$$

$$G = \frac{f \text{ massa}}{\frac{\pi}{4} \cdot Di^2 \cdot Nt}$$

Keterangan :

f_{massa} = Laju alir massa total gas (kg/jam)

dp = Diameter katalis (m)

G = Flux massa (kg/m².jam)

ρ = Densitas gas (kg/m³)

Nre = Bilangan reynold

ε = Porositas katalis

f = Friksi

E. Persamaan-persamaan untuk perancangan reaktor *fixed bed multitube* :

$$1. \frac{dX_E}{dz} = \frac{\rho_E \cdot \frac{\pi}{4} (Di)^2 \cdot Nt}{-F_{E0}} (r')$$

$$2. \frac{dT}{dz} = \left[\frac{[(r'_E) \cdot (\Delta H_{rE}) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} Di^2 - U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot (T_p - T)]}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \right] \cdot Nt$$

$$3. \frac{dT_p}{dz} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot Nt \cdot (T_p - T)}{F_p C_{pp}}$$

$$4. \frac{dp}{dz} = - \frac{f \cdot G}{\rho g \cdot Dp} \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \right)$$

Selanjutnya persamaan differensial simultan tersebut diatas diselesaikan dengan program komputer dengan metode Rungge-Kutta.

Data katalis

Sebagai data katalis digunakan Vanadium Pentaoksida (V_2O_5)

Diamter : 0,318 cm

Porositas : 0,40

Bulk Density : 0,84 g/cm³

(Hill,1977)

2.PERSAMAAN PENDUKUNG

A.Variabel perancangan

Pada perhitungan perancangan reaktor fixed bed multitubular ini,besaran yang digunakan sebagai variabel perancangan adalah :

1. Suhu reaktan masuk reaktor (K)
2. Tekanan reaktor (atm)
3. Suhu media pendingin masuk (K)
4. Bilangan reynold
5. Kecepatan massa media pendingin masuk reaktor

B.Ukuran Pipa

Ukuran pipa berdasarkan tabel 11 pada Kern,D.Q.,Process Heat Transfer,1983,New York: Mc Graw-Hill Book Company,hal 844,adalah dengan Nominal Pipe Size (IPS) 1 inch dan Schedule No.40.

ID = 1,049 inch

OD = 1,32 inch

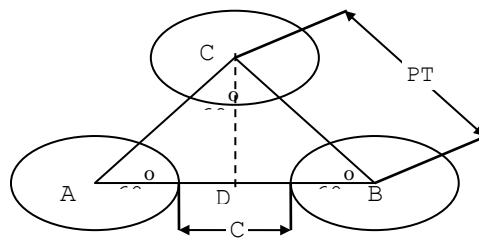
Sch = 40

C. Jumlah Pipa

Dipilih berdasarkan Rase, H.F., "Chemical Reactor Design for Process Plant", (1977), John Wiley and Son, Inc, N.Y, vol. I. Jumlah pipa atau tube yang digunakan berkisar antara 3000-20000.

D. Susunan Pipa

Pipa di dalam reaktor dapat disusun secara triangular dan square



Dipilih susunan pipa dengan pola triangular, karena diameter dalam shell lebih kecil dibandingkan dengan susunan pipa untuk triangular pitch, diameter ekuivalen memiliki persamaan sebagai berikut :

$$De = \frac{4 \times \left(\frac{1}{2} \times P_T \times 0,86 P_T - \frac{1}{2} \pi \cdot D_o \frac{2}{4} \right)}{\frac{1}{2} \pi \cdot D_o^2}$$

E. Shell

Untuk susunan triangular dihitung menggunakan persamaan :

$$Nt = \frac{\left[(IDs - K_1)^2 \cdot \frac{\pi}{4} + K_2 \right] - pitch \cdot (IDs - K_1) \cdot (K_3 \cdot npass + K_4)}{1,223 \cdot pitch^2}$$

Keterangan :

Nt = Jumlah tube

IDs = Diameter dalam shell (m)

Pitch = Pitch pipa

Npass = Nomor passes pipa

K1,K2,K3,dan K4 = Konstanta untuk susunan triangular :

$$K1 = 1,08$$

$$K2 = -0,90$$

$$K3 = 0,69$$

$$K4 = -0,80$$

Persamaan dan data tersebut diperoleh dari Ludwig,E.E.,Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants,edisi III,vol 3,halaman 36.

F.Koefisien Perpindahan Kalor Gabungan

Dipilih berdasarkan Coulson&Richardson's Chemical Engineering Vol.6,Chemical Engineering Design,4 th Ed untuk koefisien perpindahan kalor gabungan antara Downtherm (Cold Fluid) dan Gases (Hot Fluid) berkisar antara 20-200 (W/m².°C).

Media Pendingin

Sebagai media pendingin dipakai downtherm A.Sifat fisis downtherm A diperoleh dari CHEMCAD

$C_p = (143437 + 372,894 \times T_p + 0,111497 \times T_p^2) / 1000$ (Kapasitas panas downtherm)[kj/kmol.K].

3.PENYELESAIAN PERSAMAAN MATEMATIS

Persamaan-persamaan untuk perancangan reaktor *fixed bed multitube* :

A.Neraca Massa

$$\frac{dX_E}{dz} = \frac{\rho_E \cdot \frac{\pi}{4} (Di)^2 \cdot Nt}{-F_{E0}} (r')$$

B.Neraca Panas Fluida

$$\frac{dT}{dz} = \left[\frac{[(r'_E) \cdot (\Delta H_{rE}) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} D_i^2 - U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot (T_p - T)]}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \right] \cdot Nt$$

C. Neraca Panas Pendingin

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot Nt \cdot (T_p - T)}{F_p C_{pp}}$$

D. Neraca Momentum (*pressure drop*)

$$\frac{dp}{dz} = - \frac{f \cdot G}{\rho g \cdot D_p} \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \right)$$

Persamaan matematis ini diselesaikan dengan cara Rungge-Kutta menggunakan matlab.

$$Z_{n+1} = Z_n + \Delta z$$

$$X_{En+1} = X_{En} + \frac{\Delta z}{6} (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4)$$

$$T_{n+1} = T_{pn} + \frac{\Delta z}{6} (l_1 + 2l_2 + 2l_3 + l_4)$$

$$T_{pn+1} = T_{pn} + \frac{\Delta z}{6} (m_1 + 2m_2 + 2m_3 + m_4)$$

$$P_{n+1} = P_n + \frac{\Delta z}{6} (n_1 + 2n_2 + 2n_3 + n_4)$$

Dimana :

k, l, m, dan n = Konstanta Rungge Kutta

```
function perhitungan_reaktor()
    clear all
    close all
    clc

    % Data NM input reaktor
    % A=N2 B=O2 C=CO2 D=H2O E=Naph F=PhthA
    % kmol/jam
    FA0 = 837.7801;
    FB0 = 194.9640;
    FC0 = 0;
```

```

FD0 = 0.6177;
FE0 = 43.3253;
FF0 = 0;
FT0 = FA0 + FB0 + FC0 + FD0 + FE0 + FF0;
ye0 = FE0 / FT0;
%data MR
%A=N2 B=O2 C=CO2 D=H2O E=Naph F=PhthA
%kg/kmol
MrA=28.0134;
MrB=31.9988;
MrC=44.0095;
MrD=18.0152;
MrE=128.1702;
MrF=148.1154;
%data dHf298
%kJ/mol ==> kJ/kmol
dHfA=0.*1000;
dHfB=0.*1000;
dHfC=-393.5.*1000;
dHfD=-241.8.*1000;
dHfE=150.6.*1000;
dHfF=-393.13.*1000;
%data Cpg
%A=N2 B=O2 C=CO2 D=H2O E=Naph F=PhthA
%Cp = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4
% kJ/(kmol.K)
Cp_nilaiA=[29.342 29.526 27.437 33.933 67.099 40.083];
Cp_nilaiB=[-3.53950E-03 -8.89990E-03 4.23200E-02 -8.41860E-03
4.32400E-02 3.60800E-02];
Cp_nilaiC=[1.0076E-05 3.8083E-05 -1.9555E-05 2.9906E-05
9.1740E-04 9.5956E-04];
Cp_nilaiD=[-4.3110E-09 3.2629E-08 3.9970E-09 1.7825E-08 -
1.0020E-06 -1.2340E-06]; % Diperbaiki kesalahan penulisan
Cp_nilaiE=[2.5935E-13 8.8607E-12 -2.9872E-13 3.6934E-12
3.0896E-10 4.6597E-10];
%data density
%rho= A. B^(-(1-T/Tc)^n)
%g/mL = kg/L
rho_nilaiA=[0.31205 0.43533 0.46382 0.34710 0.30691 0.35183];
rho_nilaiB=[0.28479 0.28772 0.26160 0.27400 0.25037 0.23220];
rho_nilaiTc=[126.1000 154.5800 304.1900 647.1300 748.3500
791.0000];
rho_nilain=[0.2925 0.2924 0.2903 0.2857 0.2730 0.2346];
%data viscosity
%miu=A+BT+CT^2, mikropoise= mPa.s
miu_nilaiA=[42.826 44.224 11.811 -36.826 -16.789 -22.162];
miu_nilaiB=[0.475 0.562 0.4984 0.429 0.2541 0.2819];
miu_nilaiC=[-9.8800E-05 -1.1300E-04 -1.0851E-04 -1.6200E-05 -
3.5495E-05 -5.0380E-05];
%data kinetic
A=5.6e6;% (1/sec)
Ea=17000;% (cal/mol)
R=1.987203; % cal/mol/K
R2=0.08206;%m^3.atm/(kmol.K)
%data catalyst V2O5
rho_bulk=1.23*1000;%kg/L ==> kg/m^3

```

```

porosity=0.45/1.23;%fraksi
Dp=6/1000;%mm ==>m
%data downterm A
%ud for liq phase 15-40, btu/hr/ft^2.F table Downterm
%ud 20-200 downterm-gas Wiley Online Library
%data downterm A
Tp0=30+273.15;%suhu in pendingin, K
%using downterm Table
%Ud=40*5.678263*1000/3600;%btu/hr/ft^2.F ==> J/s/m^2.K ==>
kJ/jam/m^2.K
%using Wiley online Library
Ud=86.01;%kJ/jam/m^2/K
%dari sat liq properties Downterm A at Tp0
CpP=1.601;%kJ/kg.K
%penentuan desain Tube dari Kern Table 11
%NPS = 1 inch, Sch 40
ODt=1.32*2.54/100;%in ==> m
IDt=1.049*2.54/100;%in ==> m
Pt=1.25*2.54/100;%triangular pitch
n_pass=1;
%dari Rase
K1=1.08;
K2=-0.90;
K3=0.69;
K4=-0.80;
%number of pipe from Rase, 3k - 20k
Nt=4000;
%find IDs
IDs0=2;%meter
IDs=fzero(@IDshell,IDs0);
function fx=IDshell(IDs)
    Ntube=((IDs-K1)^2*pi/4+K2-Pt*(IDs-
K1)*(K3*n_pass+K4))/1.233/Pt^2;
    fx=Ntube-Nt;
end
%dari persamaan reaksi:
%A=N2 B=O2 C=CO2 D=H2O E=Naph F=PhthA
%Naph + 4.5O2 ==> PA + 2CO2 + 2H2O
% E + 4.5B ==> F + 2C + 2D
% eE + bB ==> fF + cC + dD
e=1;f=1;
b=4.5;c=2;d=2;
%mencaari Xa,T,Tp,P,dan W
%dXa/dz,dT/dz,dTp/dz,dP/dz,W
%keadaan awal
Xa0=0;%konversi input
T0=260+273.15;%suhu input, K
P0=1*101.325;%atm ==> kPa = k(kg./(m.s^2))
Tr=298.15;%suhu ref, K
gc=9.81;%m/s^2
%target konversi
Xan=0.998;
%dicari z agar konversi tercapai
z_trial=10.55;%m
%solver fsolve
[z_pfr,fval]=fsolve(@hitung_z,z_trial);

```

```

function fx=hitung_z(z_akhir)
    %persamaan ode
    %dXa, dT, dTp, dP
    zspan=linspace(0,z_akhir,100);
    y0=[Xa0 T0 Tp0 P0];
    [z,y]=ode15s(@fungsi_ode,zspan,y0);
    Xa_hit=y(end,1);
    fx=abs(Xa_hit-Xan);
end
function dydz=fungsi_ode(z,y)
    Xe=y(1);
    T=y(2);%K
    Tp=y(3);%K
    P=y(4);%kPa
    %A=N2 B=O2 C=CO2 D=H2O E=Naph F=PhthA
    %Naph + 4.5O2 ==> PA + 2CO2 + 2H2O
    %basis E = Naphtalene
    %menghitung Ft
    Fa=FA0;%N2
    Fb=FB0-b*FA0*Xe;
    Fc=FC0+c*FA0*Xe;
    Fd=FD0+d*FA0*Xe;
    Fe=FE0*(1-Xe);
    Ff=FF0+f*FA0*Xe;
    Ft=Fa+Fb+Fc+Fd+Fe+Ff;
    %menghitung fraksi gas (yi)
    ya=Fa/Ft;
    yb=Fb/Ft;
    yc=Fc/Ft;
    yd=Fd/Ft;
    ye=Fe/Ft;
    yf=Ff/Ft;
    %menghitung Ca
    %PV=nRT
    %n/V=Ca=Pa/(RT)=ya.P/(RT)
    %kmol/m^3
    Ce=ye*(P/101.325)/(R2*T);
    %menghitung nilai (-ra');
    k=A*exp(-Ea/(R*T));%1/s
    re_s=-k*Ce/rho_bulk;%kmol/(kg.s)
    re=re_s*3600;%kmol/(kg.jam)
    %persamaan konversi
    dXedz=rho_bulk*pi/4*IDt^2*Nt*(1-porosity).*(-re)/FE0;
    %A=N2 B=O2 C=CO2 D=H2O E=Naph F=PhthA
    %menghitung Cp

CpA=Cp_nilaiA(1)+Cp_nilaiB(1)*T+Cp_nilaiC(1)*T^2+Cp_nilaiD(1)*T^3+
Cp_nilaiE(1)*T^4;

CpB=Cp_nilaiA(2)+Cp_nilaiB(2)*T+Cp_nilaiC(2)*T^2+Cp_nilaiD(2)*T^3+
Cp_nilaiE(2)*T^4;

CpC=Cp_nilaiA(3)+Cp_nilaiB(3)*T+Cp_nilaiC(3)*T^2+Cp_nilaiD(3)*T^3+
Cp_nilaiE(3)*T^4;

```

```

CpD=Cp_nilaiA(4)+Cp_nilaiB(4)*T+Cp_nilaiC(4)*T^2+Cp_nilaiD(4)*T^3+
Cp_nilaiE(4)*T^4;

CpE=Cp_nilaiA(5)+Cp_nilaiB(5)*T+Cp_nilaiC(5)*T^2+Cp_nilaiD(5)*T^3+
Cp_nilaiE(5)*T^4;

CpF=Cp_nilaiA(6)+Cp_nilaiB(6)*T+Cp_nilaiC(6)*T^2+Cp_nilaiD(6)*T^3+
Cp_nilaiE(6)*T^4;
    %menghitung dHr298, kJ/kmol
    dHr298=(f*dHfF+c*dHfC+d*dHfD)-(e*dHfE+b*dHfB);
    %menghitung dHr
    % eE + bB ==> fF + cC + dD
    dHr=dHr298+(f*CpF+c*CpC+d*CpD-e*CpE-b*CpB)*(T-Tr);
    %menghitung sigma FiCpi
    sigma_FiCpi=Fa*CpA+Fb*CpB+Fc*CpC+Fd*CpD+Fe*CpE+Ff*CpF;
    %persamaan suhu reaktor
    Qreaksi=rho_bulk*pi/4*IDt^2*(1-porosity)*dHr*(-re);
    Qpendingin=Ud*pi*ODt*(T-Tp);
    Qinout=sigma_FiCpi;
    dTdz=(Qreaksi+Qpendingin)*Nt/(Qinout);
    %menghitung kebutuhan downterm
    %perubahan suhu pendingin dTs
    dTp=60;
    Fp=FE0*Xan*abs(dHr298)/CpP/dTp;%kg/jam
    %menghitung suhu pendingin
    dTpdz=Ud*pi*ODt*(T-Tp)*Nt/(Fp*CpP);
    %menghitung rho gas, kg/L ==> kg/m^3
    rho_A=rho_nilaiA(1)*(rho_nilaiB(1))^(1-T/rho_nilaiTc(1))*1000;
    rho_B=rho_nilaiA(2)*(rho_nilaiB(2))^(1-T/rho_nilaiTc(2))*1000;
    rho_C=rho_nilaiA(3)*(rho_nilaiB(3))^(1-T/rho_nilaiTc(3))*1000;
    rho_D=rho_nilaiA(4)*(rho_nilaiB(4))^(1-T/rho_nilaiTc(4))*1000;
    rho_E=rho_nilaiA(5)*(rho_nilaiB(5))^(1-T/rho_nilaiTc(5))*1000;
    rho_F=rho_nilaiA(6)*(rho_nilaiB(6))^(1-T/rho_nilaiTc(6))*1000;
    rho=ya*rho_A+yb*rho_B+yc*rho_C+yd*rho_D+ye*rho_E+yf*rho_F;
    %menghitung miu gas
    %1 ?P to kg/m/s = 1.0?10-7 kg/m/s
    %kg/(m.s)

miu_A=(miu_nilaiA(1)+miu_nilaiB(1)*T+miu_nilaiC(1)*T^2)*1e-7;
miu_B=(miu_nilaiA(2)+miu_nilaiB(2)*T+miu_nilaiC(2)*T^2)*1e-7;
miu_C=(miu_nilaiA(3)+miu_nilaiB(3)*T+miu_nilaiC(3)*T^2)*1e-7;
miu_D=(miu_nilaiA(4)+miu_nilaiB(4)*T+miu_nilaiC(4)*T^2)*1e-7;
miu_E=(miu_nilaiA(5)+miu_nilaiB(5)*T+miu_nilaiC(5)*T^2)*1e-7;
miu_F=(miu_nilaiA(6)+miu_nilaiB(6)*T+miu_nilaiC(6)*T^2)*1e-7;

```

```

miu=miu_A*ya+miu_B*yb+miu_C*yc+miu_D*yd+miu_E*ye+miu_F*yf;
%menghitung G

Fin=FA0*MrA+FB0*MrB+FC0*MrC+FD0*MrD+FE0*MrE+FF0+MrF;%kg/jam
G=Fin/(pi/4*IDt^2*Nt)/3600;%kg/m^2/jam ==> sec
%menghitung tekanan
kiri=-G/(rho*gc*Dp)*(1-porosity)/porosity^3;
kanan=(150*(1-porosity)*miu/Dp)+1.75*G;
dPdZ=kiri*kanan/1000;%Pa to kPa
dydz=[dXedz;dTdz;dTpdz;dPdZ];

end
%Menghitung berat katalis
W=rho_bulk*pi/4*IDt^2*Nt*(1-porosity)*z(end);
disp('=====')
disp(' Hasil Perhitungan Panjang Fixed Bed Reactor')
disp('=====')
disp(' z (m) X T(K) Ts(K) P(kPa)')
disp('=====')
fprintf(' %2.2f %2.3f %2.3f %2.3f %2.4f\n',[zspan' y(:,1)
y(:,2) y(:,3) y(:,4)]')
disp('=====')
disp(' Spesifikasi Desain Reaktor:');
disp('=====')
fprintf(' 1.Diameter reaktor= %2.3f m\n',IDs)
fprintf(' 2.Diameter tube= %2.3f inch\n',IDt*100/2.54)
fprintf(' 3.Jumlah tube= %2.0f buah\n',Nt)
disp('=====')
disp(' Hasil Perhitungan di Dapatkan')
disp('=====')
fprintf('1.Konversi akhir (Xa)= %2.3f\n',y(end,1))
fprintf('2.Diperoleh panjang FBR= %2.3f m\n',z(end))
fprintf('3.Tekanan\n')
fprintf(' Pin= %2.2f kPa Pout= %2.2f kPa\n',P0,y(end,end))
fprintf('4.Suhu Reaktor\n')
fprintf(' Tin= %2.2f C Tout= %2.2f C\n',T0-273.15,y(end,2)-
273.15);
fprintf('5.Suhu Pendingin\n')
fprintf(' Tpin= %2.2f C Tpout= %2.2f C\n',Tp0-273.15,y(end,3)-
273.15);
fprintf('6.Massa katalis= %2.3f kg\n',W);
Fp=FE0*Xan*abs(dHr298)/1.842/(y(end,3)-y(1,3));%kg/jam
fprintf(' 7. massa Downterm= %2.3f kg/jam \n',Fp);
fprintf('8. Qpendingin= %2.3f kJ/jam \n', Qpendingin);
disp('=====')
%plot hasil
warning('off')
figure
hold on
plot(z,y(:,1));
plot(z(end),y(end,1),'or','MarkerSize',8,'LineWidth',2);
title('Grafik z vs konversi');
xlabel('panjang FBR, m');
ylabel('Konversi A');
legend('Xa direaktor','Xa target');
figure
plot(z,y(:,2)-273.15);

```

```

hold on
plot(z,y(:,3)-273.15);
plot(z(end),y(end,2)-
273.15,'or','MarkerSize',8,'LineWidth',2);
plot(z(end),y(end,3)-
273.15,'or','MarkerSize',8,'LineWidth',2);
title('Grafik z vs suhu');
xlabel('panjang FBR, m');
ylabel('suhu, C');
legend('T reaktor','T pendingin','T reaktor akhir','T
pendingin akhir');
figure
plot(z,y(:,4));
hold on
plot(z(end),y(end,4),'or','MarkerSize',8,'LineWidth',2);
title('Grafik z vs tekanan');
xlabel('panjang FBR, m');
ylabel('tekanan, kPa');
legend('P reaktor','P reaktor akhir');
warning('on')
end

```

Hasil penyelesaian persamaan dihitung menggunakan matlab dan diperoleh hasil berikut ini :

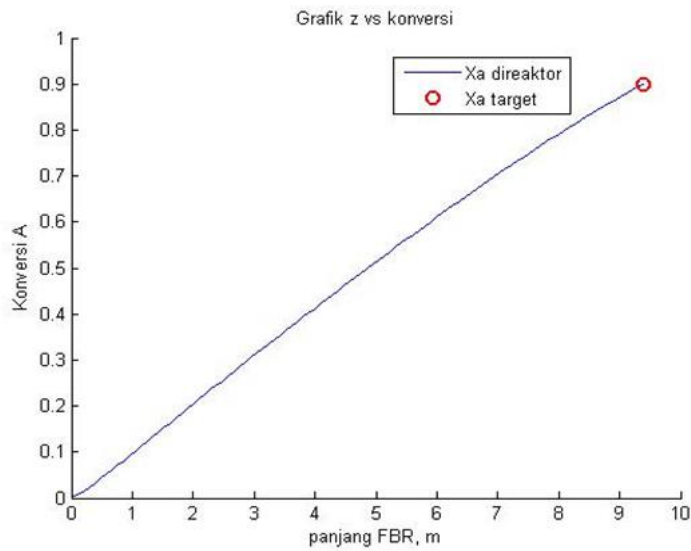
Hubungan antara Tinggi,Konversi,Suhu Fluida,Suhu Pendingin dan Tekanan.

Z (m)	Konversi (X)	T Reaktor (K)	T Pendingin (K)	P (kpa)
0.00	0.00	533.150	303.150	101.3250
0.09	0.014	543.974	304.522	101.3246
0.19	0.014	543.974	304.522	101.3246
0.28	0.023	547.351	305.225	101.3244
0.38	0.032	549.809	305.935	101.3242
0.47	0.042	551.611	306.648	101.3239
0.57	0.051	552.993	307.364	101.3236
0.66	0.061	554.099	308.082	101.3233
0.76	0.071	555.007	308.800	101.3229
0.85	0.082	555.801	309.518	101.3225
0.95	0.092	556.508	310.237	101.3221
1.04	0.102	557.143	310.955	101.3216
1.14	0.112	557.752	311.673	101.3211

1.23	0.122	558.326	312.391	101.3205
1.33	0.133	558.895	313.109	101.3199
1.42	0.143	559.449	313.826	101.3192
1.52	0.153	560.002	314.542	101.3185
1.61	0.163	560.550	315.258	101.3177
1.71	0.174	561.098	315.973	101.3169
1.80	0.184	561.645	316.688	101.3160
1.90	0.194	562.195	317.403	101.3151
1.99	0.204	562.742	318.117	101.3141
2.09	0.214	563.290	318.830	101.3131
2.18	0.224	563.842	319.543	101.3121
2.28	0.234	564.400	320.256	101.3111
2.37	0.244	564.964	320.968	101.3100
2.47	0.254	565.537	321.680	101.3089
2.56	0.264	566.119	322.391	101.3078
2.66	0.274	566.713	323.102	101.3066
2.75	0.284	567.309	323.813	101.3055
2.85	0.294	567.905	324.524	101.3043
2.94	0.304	568.509	325.234	101.3032
3.04	0.314	569.122	325.943	101.3021
3.13	0.324	569.744	326.653	101.3009
3.23	0.334	570.376	327.362	101.2998
3.32	0.344	571.018	328.071	101.2987
3.42	0.353	571.672	328.780	101.2976
3.51	0.363	572.335	329.489	101.2965
3.61	0.373	572.999	330.197	101.2954
3.70	0.383	573.671	330.906	101.2944
3.80	0.392	574.353	331.614	101.2934
3.89	0.402	575.043	332.322	101.2923
3.99	0.412	575.743	333.030	101.2914

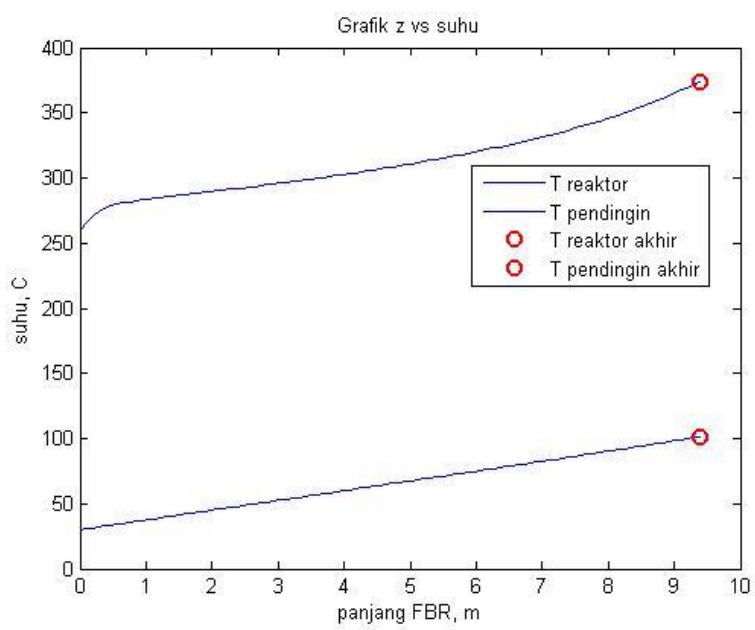
4.08	0.421	576.452	333.738	101.2904
4.18	0.431	577.171	334.447	101.2895
4.27	0.440	577.899	335.155	101.2886
4.37	0.450	578.636	335.863	101.2877
4.46	0.459	579.384	336.571	101.2869
4.56	0.469	580.141	337.280	101.2860
4.65	0.478	580.909	337.989	101.2852
4.75	0.488	581.687	338.697	101.2845
4.84	0.497	582.476	339.406	101.2837
4.94	0.507	583.275	340.116	101.2830
5.03	0.516	584.086	340.825	101.2823
5.13	0.525	584.910	341.535	101.2816
5.13	0.525	584.910	341.535	101.2816
5.22	0.535	585.749	342.246	101.2809
5.32	0.544	586.600	342.956	101.2802
5.41	0.553	587.465	343.667	101.2796
5.51	0.563	588.344	344.379	101.2790
5.60	0.572	589.237	345.091	101.2784
5.70	0.581	590.145	345.804	101.2778
5.79	0.590	591.067	346.517	101.2772
5.89	0.599	592.008	347.231	101.2767
5.98	0.608	592.968	347.946	101.2761
6.08	0.617	593.946	348.661	101.2756
6.17	0.626	594.943	349.377	101.2751
6.27	0.635	595.958	350.095	101.2746
6.36	0.644	596.993	350.813	101.2741
6.46	0.653	598.047	351.531	101.2736
6.55	0.662	599.122	352.251	101.2731
6.65	0.671	600.218	352.972	101.2726
6.74	0.679	601.335	353.694	101.2721

6.84	0.688	602.480	354.417	101.2717
6.93	0.697	603.652	355.142	101.2712
7.02	0.706	604.851	355.868	101.2708
7.12	0.714	606.076	356.596	101.2704
7.21	0.723	607.328	357.325	101.2700
7.31	0.731	608.609	358.055	101.2696
7.40	0.740	609.919	358.788	101.2691
7.50	0.748	611.258	359.521	101.2687
7.59	0.756	612.628	360.257	101.2683
7.69	0.765	614.028	360.994	101.2680
7.78	0.773	615.473	361.734	101.2676
7.88	0.781	616.960	362.476	101.2672
7.97	0.789	618.485	363.220	101.2668
8.07	0.797	620.051	363.966	101.2665
8.16	0.805	621.658	364.715	101.2661
8.26	0.813	623.307	365.467	101.2658
8.35	0.821	625.000	366.221	101.2654
8.45	0.828	626.738	366.978	101.2651
8.54	0.836	628.523	367.737	101.2647
8.64	0.843	630.355	368.499	101.2644
8.73	0.851	632.257	369.265	101.2640
8.83	0.858	634.224	370.035	101.2637
8.92	0.865	636.252	370.808	101.2634
9.02	0.873	638.345	371.585	101.2631
9.11	0.880	640.504	372.366	101.2627
9.21	0.887	642.733	373.150	101.2624
9.30	0.893	645.033	373.939	101.2621
9.40	0.900	647.408	374.732	101.2618

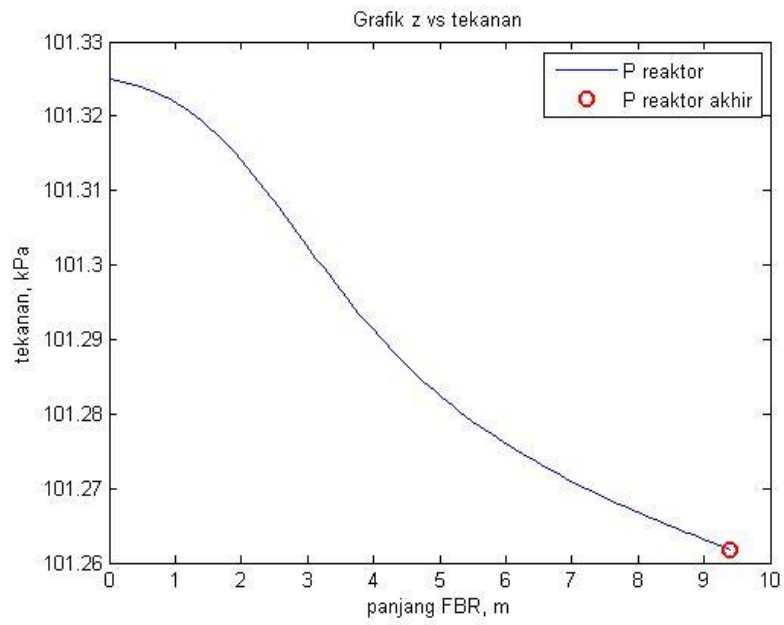


Profil Konversi Napthalene Terhadap Panjang Reaktor (m)

Dari grafik tersebut dipilih konversi 0,9002 dengan panjang reaktor sebesar 9,3980 m



Profil Suhu Fluida dan Suhu Pendingin (K) terhadap Panjang Reaktor (m)



Profil Tekanan (atm) Terhadap panjang Reaktor (m)

NERACA MASSA

Komponen	BM	INPUT		OUTPUT	
		Arus 4		Arus 5	
	kg/Kmol	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
N2	28,0134	837,7801	23469,0700	837,7801	23469,0700
O2	31,9988	194,9640	6238,6136	0,3899	12,4772
CO2	44,0095	0,0000	0,0000	86,4774	3805,8253
H2O	18,0152	0,6177	11,1283	87,0951	1569,0352
C10H8	128,1702	43,3253	5553,0162	0,0867	11,1060
C8H4O3	148,1154	0,0000	0,0000	43,2387	6404,3143
TOTAL		35271,8281		35271,8281	

Ukuran pipa :

IPS = 1 in

Diameter dalam pipa (Di) = 1,049 in

Diamter luar pipa (Do) = 1,32 in

Jumlah pipa (Nt) = 4000

Susunan (Pitch) = 1,25 x Do = 0,04191 m

IDs = 2,7840 m = 109,6069 in

$$A = a'' \times L \times Nt$$

$$= 57,6681 \text{ m}^2$$

Baffle jenis segmental

Jarak antar baffle minimal $= \frac{IDs}{5} = \frac{3,812}{5} = 0,6225 \text{ m}$

Jarak antar baffle digunakan = 1

Tinggi tumpukan katalis = 9,3980 m

Suhu gas masuk = 260 °C

Suhu gas keluar = 400 °C

Suhu pendingin masuk	= 30°C
Suhu pendingin keluar	=113,25 °C
Tekanan masuk	= 101,3250 kpa
Tekanan keluar	= 101,2618 kpa

DESAIN REAKTOR

A.Tebal reaktor

Tebal reaktor dihitung menggunakan persamaan dari *process equipment Design Handbook* (Brownell and young,1959) hal. 254 untuk tangka silinder bertekanan:

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

Dimana :

- Ts : Tebal dinding shell (in)
- P : Tekanan design (psi)
- r : Radius dalam shell (in)
- E : Effisiensi sambungan
- F : *Allowable working stress* (psi)
- c : Faktor korosi (in)

Jika sambungan digunakan adalah *single-welded butt joint with hacking strip*, maka nilai effisiensi sambungan (E) yang didapat dari tabel *Process Equipment Design Handbook* (Brownell and young, 1959) hal. 154 adalah E=0,85.

Nilai f didapat berdasarkan jenis bahan yang digunakan dan suhu maksimum operasi. Dipilih jenis bahan *Carbon Steels SA-53 Grade A* untuk suhu -20 sampai 800 °F dan didapat nilai $f = 9,300$ psi.

Untuk desain (P), selongsor dirancang mampu menahan 50 % lebih dari tekanan operasi, Tekanan perancangan alat ukur ditentukan berdasarkan persamaan:

$$P_{gauge} = 20 \% \times P$$

(Brownell and Young,1959)

Dimana :

Tekanan operasi (P) = 1 atm = 14,6959 psi

Tekanan desain (P gauge) = 1,2 atm = 17,6400 psi

Faktor korosi untuk bahan korosif adalah (C'') = 0,125 inch = 0,002 m.
Allowable stressnya (S) = 13600 psi dan Effisiensi pengelasan (E) = 0,85.

$$t = \frac{P_i D_i}{2. SE - 1,2 P_i} + C$$

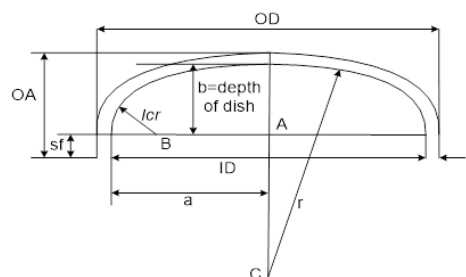
$$t = 1,8559 \text{ mm}$$

Maka berdasarkan Tabel 5.4 *Process Equipment Design handbook* (Brownell and young,1989) hal. 87 dipilih tebal head standar 5/16 in (0,3125 in = 0,00793 m)

B.Head Reaktor

Dipilih bentuk *Terispherical Flanged and Dished Head* dikarenakan tekanan masih 15-200 psig.

Pemilihan jenis tutup dibaca pada ASME Section VIII Div.1, dimana untuk perencanaan table silinder menggunakan paragraf UG 32.



Torispherical Head

$$tH = \frac{P \cdot ID_s}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

$$tH = \frac{17,6400 \text{ psi} \times 109,6069 \text{ in}}{(2 \times 12650 \text{ psi}) - (0,2 \times 17,6400 \text{ psi})} + 0,125$$

$$tH = 0,2149 \text{ in}$$

Maka berdasarkan Tabel 5.4 *Process Equipment Design handbook* (Brownell and young,1989) hal. 87 dipilih tebal head standar 1 in.

Tinggi tutup reaktor terbentuk terisohetical head dihitung menggunakan persamaan:

$$OA = th + b + sf$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 + AB^2}$$

$$AB = ID_s/2 - icr$$

$$BC = r - icr$$

Dimana OA = Tinggi head reaktor

Nilai r,sf,dan icr didapat dari tabel 5.6. *Process Equipment Design Handbook* (Brownell and young 1959) seperti berikut :

$$r = 144 \text{ inchi}$$

$$sf = \text{Untuk ketebalan } 5/16 \text{ in, nilai sf berkisar antara } 1,5\text{-}3 \text{ in, dipilih } sf = 2,25$$

$$icr = 10,333 \text{ in}$$

maka, didapat

$$AB = 44,4705 \text{ in}$$

$$BC = 133,6670 \text{ in}$$

$$b = 17,9475 \text{ in}$$

$$OA = 21,1975 \text{ in} = 0,5384 \text{ m}$$

C. Ballast

Berdasarkan *Chemical Reactor Design for Process Plant* (Howard F, Rase), tinggi ballast berkisar 2,5 in (0,0635 m).

D. Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Reaktor} &= \text{Panjang tube} + \text{Top tinggi head} \\ &= 9,3980 \text{ m} + 0,5384 \text{ m} \\ &= 9,9364 \text{ m} \end{aligned}$$

E. Massa Katalis

$$W = \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (Di)^2 \cdot Nt \cdot z$$

Dimana :

W = Massa katalis (kg)

ρ_B = Bulk Density (kg/m³)

Di = Diameter dalam tube (m)

Nt = Jumlah tube

z = Tinggi tumpukan katalis (m)

Maka, didapat :

$$W = 16349,490 \text{ kg}$$

F. Tebal Grid Support

Grilde support berfungsi untuk menyangga tumpukan katalis dan menyangga kelebihan *presurre drop*. *Grilde support* biasanya berbentuk piringan bergelombang atau piringan berlubang dengan tebal antara 4-6 in. *Grilde support*

terbentuk dari bahan tahan korosi seperti *carbon steel*, *alloy steel*, *cast iron*, dan keramik (Rase & Borrow, 1957).

Dikarenakan reaktor harus beroperasi pada suhu 260 – 400 °C, maka *gride support* dipilih dari *austenitic steel* (18 Cr-8Ni) Tipe 304 Grade 3 yang dapat bekerja pada suhu operasi kurang lebih 704,444 °C dengan tekanan maksimum yang diizinkan (*f*) sebesar 2450 psi. *Gride support* yang dipilih berbentuk piringan berlubang (*perforated*)

$$\text{Berat yang disangga gride support} = \frac{\text{Massa katalis total}}{\text{Jumlah tube}} = \frac{16349,490}{4000} = 4,0873 \text{ kg}$$

$$\text{Beban berat (F)} = m \cdot g = 4,0873 \text{ kg} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} = 40,0562 \text{ N}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan yang dialami gride support (P grid)} &= \frac{F}{A_{\text{tube}}} = \frac{40,0562 \text{ N}}{0,00056 \text{ m}^2} = 71529,0187 \text{ pa} \\ &= 10,3744 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan over design} = 1,2 \times P_{\text{gride}} = 1,2 \times 10,3744 = 12,4492 \text{ psi}$$

Tebal pegorated plate (*grid support*) dihitung dengan persamaan :

$$tp = ID_s \left(\frac{5.1.2. P_{\text{grid}}}{16. f} \right)$$

Dimana :

tp = Tebal gride support (in)

ID_s = Diameter dalam shell (in)

P_{grid} = Tekanan gride support (psi)

f = Allowable stress (psi)

Maka, didapat

$$tp = 0,1740 \text{ in} = 0,0044 \text{ m}$$

Maka berdasarkan Tabel 5.4 *Process Equipment Design Handbook* (Brownell and Young, 1959) hal. 87 dipilih tebal standar 5/16.

G.Neraca Panas

Panas Aliran masuk – Panas Aliran Keluar + Panas Reaksi – Panas Transfer = Panas Hilang

$$Q_{masuk} - Q_{keluar} + Q_{Reaksi} - Q_{Transfer} = Q_{Loses}$$

- $Q_{masuk} = \int_{T_R}^{T_{masuk}} n_i c_{p_i} dT$

Komponen	m (kmol/jam)	∫Cp.dT (kJ/kgmol)	Qinput (kJ/jam)
N2	837,7801	6893,0766	5774882,3856
O2	194,9640	8321,9137	1622473,5867
CO2	-	-	-
H2O	0,6177	8752,4305	5406,5221
C10H8	43,3253	42473,1773	1840164,4215
C8H4O3	-	-	-
Total	1076,6871	66440,5982	9242926,9159

- $Q_{keluar} = \int_{T_R}^{T_{keluar}} n_i c_{p_i} dT$

Komponen	m (kmol/jam)	∫Cp.dT (kJ/kgmol)	Qoutput (kJ/jam)
N2	837,7801	6893,0766	5774882,6261
O2	0,3899	8321,9137	3244,9469
CO2	86,4774	9835,7580	850570,3679
H2O	87,0951	8752,4305	762293,5936
C10H8	0,0867	42473,1773	3680,3288
C8H4O3	43,3253	34234,7696	1483233
Total	1055,0678	110511,1257	8877904,5517

- $Q_{reaksi} = \Delta H_{R\ 298} \cdot F_{E0} \cdot X_E$

$$= -693,6000 \frac{kJ}{jam} \times 0,0867 \frac{kmol}{jam} \times 0,99$$

$$= -59,4998 \frac{kJ}{jam}$$

$$Q_{transfer} = \int_{T_{masuk}}^{T_{keluar}} n_p c_{pp} dT$$

$$\text{Dengan } C_{pp} = (143,237 + 372,894 T + 0,111497 T^2) \times 10^3 \times dT$$

$$= \int_{533,15}^{745,69} 109,1690 \times (143,437 + 372,894 T + 0,11149 T^2) \times 10^3 \times dT$$

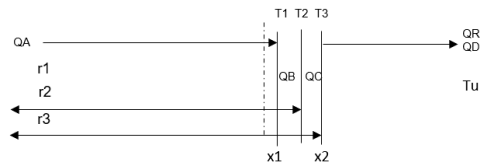
$$= 2597,724 \frac{kJ}{jam}$$

H. Tebal Isolator

Untuk menjaga keamanan lingkungan perlu ditambahkan isolasi. Selain itu dengan adanya isolasi, suhu operasi reaktor tidak terpengaruh dengan suhu lingkungan. Adanya isolasi dapat melindungi material alat dari kemungkinan terjadinya korosi.

Tebal isoalsi dihitung dengan menggunakan asumsi :

1. Keadaan steady state
2. Suhu udara luar = 30 °C
3. Suhu dinding luar isolasi isothermal
4. Suhu permukaan dinding dalam *shell* = suhu media pendingin
5. Perpindahan kalor terjadi dalam keadaan tunak
6. Perpindahan kalor yang terjadi :
 - Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam *shell* ke dinding luar *shell*
 - Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator
 - Perpindahan panas secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam shell

r_2 =jari-jari luar shell

r_3 =jari-jari luar setelah diisolasi

x_1 =tebal dinding shell

x_2 =tebal isolator

T_1 =suhu dinding dalam shell

T_2 =suhu dinding luar shell

T_3 =suhu isolator luar

T_u = Suhu udara luar

Q_A = Perp. konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

Q_B = Perp. konduksi melalui dinding reaktor

Q_C = Perp. konduksi melalui isolator

Q_D = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

Q_R = Perp. panas radiasi

Bahan isolasi yang digunakan adalah *asbes sheet* dengan spesifikasi sebagai berikut :

Suhu operasi maksimum = 1500 °F

= 865,3333 °C

Konduktivitas panas (K_{is}) = 0,096 Btu/jam ft°F

$$= 0,1660 \text{ W/mK}$$

$$\text{Emisivitas Isolator } (\epsilon_{is}) = 0,9375$$

(Tabel 4.1 Kern,1995)

Bahan dinding reaktor adalah Stainless steel dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{Suhu operasi maksimum} = 900 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$= 482,222 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Emisivitas } (\epsilon_s) = 0,63$$

(Tabel A-10,Holman,1986)

$$\text{Konduktivitas panas } K_s = 22 \text{ W/m.}^\circ\text{C (300}^\circ\text{C)}$$

$$= 24 \text{ W/m.}^\circ\text{C (400}^\circ\text{C)}$$

Konduktivitas panas untuk suhu $T_1 = 399,98 \text{ }^\circ\text{C}$ (suhu rata-rata pendingin = $673,13 \text{ K}$).Dihitung menggunakan interpolasi :

$$\frac{400 - 399,98}{400 - 300} = \frac{24 - K_s}{24 - 22}$$

$$\text{Sehingga diperoleh } K_s = 24 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

Sifat fisis udara ditentukan berdasarkan pada rata-rata suhu udara dan suhu isolator.Rerata suhu tersebut (T_F) dapat dihitung dengan persamaan :

$$T_F = \frac{T_3 + T_4}{2}$$

$$= \frac{T_3 + T_4}{2}$$

$$T_F = 40 \text{ }^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

Sifat fisis pada suhu $30 \text{ }^\circ\text{C}$ dengan cara interpolasi (Tabel A-5,Holman,1986) :

- Kecepatan aliran gas (v) $= 2,5595 \times 10^{-6}$
- Konduktivitas termal gas (k) $= 0,01044 \text{ W/m.K}$

- Bilangan prandtl (Pr) = 0,7655
- Data tambahan
 - $\beta = \frac{1}{T_F} = 3,193 \times 10^{-3} K^{-1}$
 - $g = 9,8 \frac{m^2}{s}$
 - $L = 9,3980 m$

Untuk mengetahui sifat aliran udara, maka perlu dihitung nilai bilangan Grasshof (Gr) dengan persamaan :

$$Gr = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_4) \cdot L^3}{\nu^2}$$

$$Gr = 6,0708 \times 10^{13} \text{ (Turbulen)}$$

Menentukan Koefisien Perpindahan Panas

- Perpindahan panas konduksi

$$QB = \frac{(2 \cdot \mu \cdot ks \cdot L)(T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}$$

$$QB = 4942,0203 \times (T_1 - T_2) \dots \dots \dots a$$

$$QC = \frac{(2 \cdot \mu \cdot ks \cdot L)(T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}$$

$$QC = 10,2443 \times (T_2 - T_3) / \ln(0,3048 + x/0,3048) \dots \dots \dots b$$

- Perpindahan panas konveksi

$$QD = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_u)$$

$$QD = hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_u)$$

$$= 4197,3293 \times (0,3048 + x) \dots \dots \dots c$$

- Panas radiasi

$$QR = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4) - (T_3^4)$$

$$QR = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2\pi \cdot r_3 \cdot L \left((T_3^4) - (T_3^4) \right)$$

$$= 7713,6992 \times (0,3048 + x) \dots \dots \dots d$$

Kemudian di-trial dengan menggunakan persamaan a,b,c dan d sehingga didapat :

$$T_2 = 623,1500 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi} = 0,2191 \text{ m} = 21,9172 \text{ cm}$$

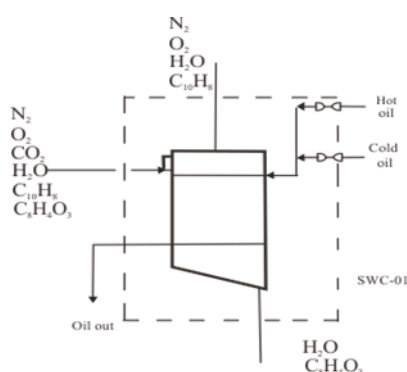
Kesimpulan :

Keterangan	Reaktor
Kode alat	R-01
Fungsi	Mereaksikan naphthalene dan oksigen menjadi pthalic anhydride
Jenis	<i>Fixed Bed Multitube</i>
Reaksi	Eksotermis
Suhu desain	260-400°C
Tekanan Desain	1 atm
Konversi	0,998
Spesifikasi :	
Diameter	3,812 m
Tinggi	9,9364 m
Tebal <i>shell</i>	0,2256 in
Banyak <i>tube</i>	4000 buah
Pendingin :	
Jenis pendingin	<i>Downtherm A</i>
Suhu pendingin	30-101,58°C

SWITCH CONDENSOR (SWC-01)

Fungsi : Mengembunkan gas yang keluar dari reaktor berupa Air (H₂O), *Napthalene* (C₁₀H₈), dan *phthalic anhydride* (C₈H₄O₃) sekaligus memisahkan impurites.

Jenis : Shell and Tube Heat Exchanger



Data umpan masuk switch condensor

Suhu (Tf) = 130°C = 403,15 K

Tekanan (Pf) = 1 atm = 760 mmHg

Komposisi fluida :

Kompenen	BM	Massa	Mol	Fraksi	Fraksi
	(Kg/Kmol)	(Kg/jam)	(Kmol/jam)	Mol	Massa
N2	28,0134	23469,0700	837,7801	0,7941	0,6654
O2	31,9988	12,4772	0,3899	0,0004	0,0004
CO2	44,0095	3805,8253	86,4774	0,0820	0,1079
H2O	18,0152	1569,0352	87,0951	0,0825	0,0445
C10H8	128,1702	11,1060	0,0867	8,213E-05	0,0003
C8H4O3	148,1154	6404,3143	43,2387	0,0410	0,1816
Jumlah		35271,8281	1055,0678	1,0000	1,0000

Data Konduktivitas Termal Gas

$$K_{th} = A + BT + CT^2 \text{ [W/mol.K]}$$

Komponen	A	B	C	K	K
				(W/mol.K)	(Btu(hr)(ft ²)(F/ft))
N2	3,09E-03	7,59E-05	-1,10E-08	3,190E-02	1,844E-02
O2	1,21E-03	8,62E-05	-1,33E-08	3,380E-02	1,954E-02

CO2	-1,18E-02	1,02E-04	-2,22E-08	2,571E-02	1,486E-02
H2O	5,03E-04	4,71E-05	2,96E-08	2,430E-02	1,405E-02
C10H8	-2,31E-02	9,26E-05	4,46E-10	1,430E-02	8,268E-03
C8H4O3	-7,53E-03	3,82E-05	1,50E-08	1,031E-02	5,959E-03
Jumlah				1,403E-01	8,112E-02

Data Viskositas Gas

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2 [\text{cP}]$$

Komponen	A	B	C	η_{gas}	Xi	CentiPoise
				mPoise		
N2	42,826	0,475	-9,88E-05	2,183E+02	7,941E-01	1,733E-02
O2	44,224	0,562	-1,13E-04	2,524E+02	3,696E-04	9,329E-06
CO2	11,811	0,4984	-1,09E-04	1,951E+02	8,196E-02	1,599E-03
H2O	-36,826	0,429	-1,62E-05	1,335E+02	8,255E-02	1,102E-03
C10H8	-16,789	0,2541	-3,55E-05	7,988E+01	8,213E-05	6,561E-07
C8H4O3	-22,162	0,2819	-5,04E-05	8,330E+01	4,098E-02	3,414E-04
Jumlah					1,000E+00	2,038E-02

Data Panas Peleburan

Komponen	A	Tc	n
H2O	52,053	647,13	0,321
C10H8	76,15	748,35	0,526
C8H4O3	55,495	791	0,038

Data Kapasitas Panas Gas

$$C_{pg} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 [\text{Joule/mol.K}]$$

Komponen	A	B	C	D	E
N2	29,342	-3,5395E-03	1,0076E-05	-4,3110E-09	2,5935E-13
O2	29,526	-8,8999E-03	3,8083E-05	3,2629E-08	8,8607E-12
CO2	27,437	4,2320E-02	-1,9555E-05	3,9970E-09	-2,9872E-13
H2O	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	1,7825E-08	3,6934E-12
C10H8	67,099	4,3240E-02	9,1740E-04	-1,0020E-06	3,0896E-10
C8H4O3	40,083	3,68E-02	9,60E-04	-1,23E-06	4,66E-10

1. Beban panas

Dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$Q_s = \sum m_i \times c_{pgi} \times (T_{out} - T_{in})$$

Dimana :

Q_s = Beban panas penurunan/penaikan suhu [kj/jam]

m_i = Kecepatan massa komponen 1 [kg/jam]

c_{pgi} = Kapasitas panas fase gas komponen 1 [kj/kg.K]

T_{out} = Suhu fluida keluar [K]

T_{in} = Suhu fluida masuk [K]

$Q_1 = \sum m_i \Delta H_f$

m_i = Kecepatan massa komponen 1 [kh/jam]

ΔH_f = Panas peleburan [kj/kg]

Menghitung Beban Panas Penurunan Suhu (Pendingin)

$T_{in} = 130 \text{ }^\circ\text{C} = 403,15 \text{ K}$

$T_{out} = 125 \text{ }^\circ\text{C} = 398,15 \text{ K}$

$T_{avg} = (130 \text{ }^\circ\text{C} + 125 \text{ }^\circ\text{C})/2 = 127,5 \text{ }^\circ\text{C} = 400,65 \text{ K}$

Komponen	BM	Massa	Mol	Cpi	Q
	Kg/Kmol	(Kg/jam)	(Kmol/jam)	(Kj/kg.K)	(Kj/jam)
N2	28,0134	23469,07	837,7801349	23469,07	695,2511
O2	31,9988	12,4772271	0,389927969	12,47723	0,000155
CO2	44,0095	3805,82531	86,47735853	3805,825	6,695766
H2O	18,0152	1569,0352	87,09507518	1569,035	14,63261
C10H8	128,1702	11,1060324	0,08665066	11,10603	9,78E-06
C8H4O3	148,1154	6404,31427	43,23867927	6404,314	1,702772
Jumlah		35271,8281	1055,067826	35271,83	718,2824

$Q_s = 718,283768 \text{ kj/jam}$

Menghitung beban panas pembekuan

$T_{beku} = 401,15 \text{ K} = 128 \text{ }^\circ\text{C}$

Komponen	BM	Massa	mol	hf	Q
		(kg/jam)	(kmol/jam)	(kj/kg)	(kj/jam)
H2O	18,0152	1569,0352	87,0950752	333,167	522750,7499
C8H4O3	148,1154	6404,31427	43,2386793	158,185	1013066,454
Jumlah		7973,34947	130,333754	491,352	1535817,204

$Q_1 = 1535817,204 \text{ kj/jam}$

Jadi, beban panas total proses desublimasi adalah :

$$Q_{total} = 1536535,4859 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung beban panas penaikan suhu (pemanasan)

$$T_{beku} = 401,15 \text{ K} = 128 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 429,15 \text{ K} = 156^{\circ}\text{C}$$

Komponen	BM	Massa	mol	Cpi	Q
		(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/jam)	(kJ/jam)
H2O	18,0152	3,13807	87,0950752	1,360039579	118,4527
C8H4O3	148,1154	6404,314	43,2386793	0,318792145	13,78415
Jumlah		6407,452	130,333754	1,678831725	132,2369

$$Q_s = 132,2369007 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung panas peleburan

$$T_{beku} = 401,15 \text{ K} = 128 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	BM	Massa	mol	Hf	Q
		(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/kg)	(kJ/jam)
H2O	18,0152	3,1380704	87,0950752	333,167	522750,7499
C8H4O3	148,1154	6404,31427	43,2386793	158,185	1013066,454
Jumlah		6407,45235	130,333754	491,352	1535817,204

$$Q_1 = 1535817,204 \text{ kJ/jam}$$

Jadi, beban panas total proses desublimasi adalah :

$$Q_{total} = 1535817,204 \text{ kJ/jam}$$

Media Pendingin

Media pendingin yang digunakan adalah downtherm, dengan data :

Suhu downtherm masuk (t1)= 30 °C

Suhu downtherm keluar (t2) = 60°C

Cp downtherm = 1,601 kJ/kg.K

μ downtherm = 3,25 mPa.s

Rapat massa,ρ downtherm = 1039,0 kg/m³

Suhu rata-rata = 45 °C

(Unisim)

Maasa pendingin yang diperlukan didapat dengan menggunakan persamaan

:

$$\begin{aligned}
 m_{downtherm} &= \frac{Q1_{total}}{Cp_{downtherm}(t_2-t_1)} \\
 &= \frac{153655,7886 \text{ kj/jam}}{1,601 \frac{\text{kj}}{\text{kg}} \cdot k (333,15 - 303,15)} \\
 &= 31991,64665 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Media Pemanas

Media pemanas yang digunakan downtherm, dengan data :

Suhu downtherm masuk (t1) = 300 °C = 573,15 K

Suhu downtherm keluar (t2) = 270°C = 543,15 K

Cp downtherm = 2,316 kj/kg.K

μ downtherm = 0,23 mPa.s

Rapat massa, ρ downtherm = 823 kg/m³

Suhu rata-rata = 285 °C

(Unisim)

Massa pendingin yang diperlukan didapat dengan menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 m_{downtherm} &= \frac{Q2_{total}}{Cp_{downtherm}(t_2-t_1)} \\
 &= \frac{1535983,208 \text{ kj/jam}}{2,316 \frac{\text{kj}}{\text{kg}} \cdot k (573,15 - 543,15)} \\
 &= 22106,839 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

2. Waktu

A. Waktu receiver (Desublimasi)

Size crystal PA = 1 s/d 4 mm

Lpr/Gt = 3

G (Kecepatan pertumbuhan kristal) = 1,5 x 10⁻⁷ m/s

$$T = \frac{Lpr}{3G} = \frac{1,5 \text{ mm}}{3 \times (1,5 \times 10^{-7})} = 333,33 \text{ sec} = 0,93 \text{ jam} = 55,56 \text{ menit}$$

B. Waktu melting

$$\text{Massa kristal} = 6407,4523 \text{ kg}$$

$$Q \text{ peleburan} = 1535817,2035$$

$$\Delta H_f PA = 158,185 \text{ kJ/jam}$$

$$T = \frac{\Delta H_f \times \text{Massa kristal}}{Q \text{ peleburan}}$$

$$= \frac{158,185 \times 6407,4523}{1535817,2035} = 0,6599 \text{ jam} = 39,5970 \text{ menit}$$

3. Beda suhu rerata

Beda suhu rerata pada proses desublimasi :

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

	Fluida Panas (gas)	Fluida Dingin (Downtherm)	ΔT
Suhu atas °F	275	140	176,4
Suhu bawah °F	262,4	86	135

$$LMTD = \frac{135 - 176,4}{\ln \frac{135}{176,4}} = 154,7783 \text{ °F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{275 - 262,4}{140 - 86} = 0,2333$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{86 - 140}{275 - 140} = 0,2857$$

$$FT = 0,98$$

$$\Delta T LMTD = LMTD \times Ft = 151,6827 \text{ °F}$$

4. Koefisien Perpindahan Kalor

Berdasarkan Tabel 8 Kern, 1998, Process Heat Transfer Halaman 840 nilai U_d didekati dengan menggunakan kategori steam-gas, berkisar antara $20 \text{ W/m}^2\text{K}$ sampai $200 \text{ W/m}^2\text{K}$. Nilai U_d yang dipilih $190 \text{ W/m}^2\text{K}$ atau $33,4625 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{°F}$

$$U_d = \frac{Q}{Nt \times \Delta T LMTD} = \frac{1536535,4859}{95 \times 151,6827} = 33,4625$$

5. Luas Transfer Panas

Dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$Q = Ud \times A \times \Delta_T LMTD$$

Dimana :

A = Luas perpindahan kalor yang diperlukan [ft^2]

Q = Beban panas total [kJ/jam]

Ud = Koefisien perpindahan kalor gabungan [BTU/jam. ft^2 . $^{\circ}F$]

$\Delta T LMTD$ =Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta_T LMTD} = \frac{1536535,4859}{33,4625 \times 151,6827} = 302,7248 ft^2 = 28,1238 m^2$$

Sehingga berdasarkan luas trnsfer panas dipilih type shell and tube

6.Layout Heat Exchanger

Dipilih model layout triagular pitch karena jumlah tube bisa lebih banyak sehingga jumlah aliran masuk dan transfer lebih besar dan memudahkan proses pembersihan tube-tube nya.

7.Spesifikasi Pipa

Spesifikasi pipa yang digunakan dilihat dari Process Heat Transfer (Kern, 1983)Tabel 10. Halaman 844 dengan spesifikasi sebagai berikut :

OD pipa =1,25 inch

ID pipa = 16

at = 0,985 in^2

a'' = 0,3271 ft^2/ft

L = 9,7419 ft

Jumlah pipa yang diperlukan

$$Nt = \frac{A}{a'' \times L} = \frac{302,7248 ft^2}{0,3271 ft^2/ft \times 9,7419 ft} = 95$$

Sehingga berdasarkan perhitungan diatas jumlah yang paling mendekati adalah 95 tube.

8.Alat Penukar Kalor Standar

Spesifikasi shell dipilih berdasarkan Tabel 11. Kern untuk susunan pipa triagular pitch dengan tube pass (np) sebanyak 1 pass.

Pitch =1,5625 in

ID shell = 19,25 in

Total pipa = 95

Baffle space = 4,25

TABLE 17.4. SHELL TUBES ON 1/16" PITCH

pitch					
10	20	18	14		
12	32	30	26	22	20
13 ¹ / ₄	38	36	32	28	26
15 ¹ / ₄	54	51	45	42	38
17 ¹ / ₄	69	66	62	58	54
19 ¹ / ₄	95	91	86	78	69
21 ¹ / ₄	117	112	105	101	95
23 ¹ / ₄	140	136	130	123	117
25	170	164	155	150	140
27	202	196	185	179	170
29	235	228	217	212	202
31	275	270	255	245	235
33	315	305	297	288	275
35	357	348	335	327	315
37	407	390	380	374	357
39	449	436	425	419	407

Luas perpindahan panas standar dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$A = Nt \times a'' \times L = 95 \times 0,3271 \times 9,7419 = 302,7248$$

Didapatkan luas permukaan panas standar sebesar 302,7248 inc²

9. Koefisien Perpindahan Kalor hi, hio, ho, dan Uc

a. Tube Luas Aliran

Dihitung menggunakan persamaan

$$At = \frac{nt \times at}{144 \times np} = \frac{95 \times 0,985}{144 \times 1} = 0,6498 \text{ ft}^2$$

Fluks massa

$$Gt = \frac{\text{Kecepatan massa}}{At} = \frac{77761,0701 \text{ lb/jam}}{0,6498 \text{ ft}^2} = 119664,3771 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Bilangan Reynold

$$\mu = 0,0180 \text{ cp} = 0,0436 \text{ lb/ft jam}$$

$$Re = \frac{D \times Gt}{\mu} = \frac{1,12 \text{ in} \times 119664,3771 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \text{ jam}}}{0,0436 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \text{ jam}}} = 3073947,3025$$

Berdasarkan design dengan L=9,7420 ft maka nilai L/D = 107,1429 maka diperoleh

nilai jH = 900 (Berdasarkan fig.24 Kern.)

Koefisien Perpindahan Kalor

Menghitung koefisien perpindahan panas dengan menggunakan persamaan :

$$h_i = jh \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} = 900 \frac{0,0815}{1,12} \left(\frac{1,7804 \times 0,0436}{0,0815} \right)^{1/3}$$

$$= 64,4468 \text{ Btu/jam. ft}^2\text{°F}$$

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD} = 64,4468 \times \frac{1,12}{1,25} = 57,7443 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2\text{°F}$$

Luas aliran shell

$$s = \frac{ID_s c' B}{144 Pt} = \frac{21,25 \times 0,4425 \times 4,25}{144 \times 1,5625} = 0,1608 \text{ ft}^2$$

Dimana :

IDs =Diameter dalam shell (in)

B =Baffle spacing (in)

C' =Clearance (in)

$$= \text{Pitch-Odt} = 1,5625 \text{ in} - 1,12 \text{ in} = 0,4425 \text{ in}$$

Kecepatan massa umpan

$$G_s = \frac{\text{Kecepatan massa}}{A_s} = \frac{394514474,9 \text{ lb/jam}}{0,1776 \text{ ft}^2}$$

$$= 394514474,9375 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

Sifat fluida pada saat Tav = 113 °F = 45 °C

μ_{av} =2,3 cp = 5,5660 lb/ft.jam

Cp = 1,6440 kj/kg.k=1644.00 j/kg.k

Kth = 1,3667 Btu/jam ft²(F/ft)

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{D \times G_s}{\mu} = \frac{1,12 \times 119664,3771}{0,0436} = 3073947,3025$$

Berdasarkan design dengan L= 9,7420 ft maka nilai L/D= 107,1429 maka diperoleh nilai jH=900 (Berdasarkan gambar 24 Kern).

Menghitung ho

$$h_o = jH \frac{k}{D_e} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} = 25 \frac{1,3667}{0,0758} \left(\frac{0,39 \times 5,5660}{1,3667} \right)^{1/3} = 525,1125 \frac{\text{Btu}}{\text{jam. ft}^2} \text{°F}$$

Menghitung Clean Overall (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{57,7443 \times 525,1125}{57,7443 + 525,1125} = 52,0235 \frac{Btu}{jam} \cdot ft^2 \cdot ^\circ F$$

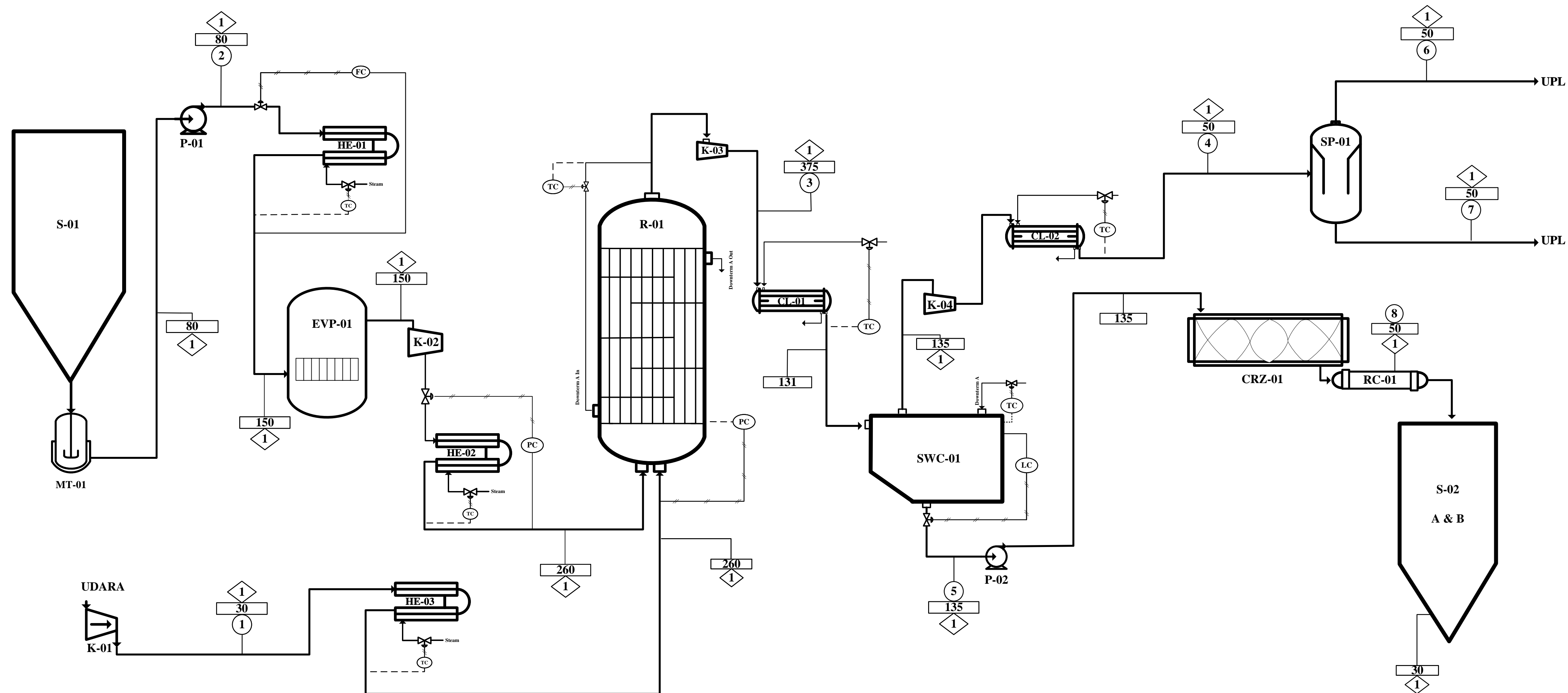
Menghitung faktor pengotor (Ud) dan koefisien total design

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = \left(\frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} \right) = \frac{52,0235 - 33,4625}{52,0235 \times 33,4625} = 0,0106 \text{ Jam} \cdot ft^2 \cdot ^\circ F / Btu$$

Kesimpulan

Jenis pendingin :	Downtherm A	
Fluida pemanas :	Umpan	
Design alat :		
Panjang :	2,8	m
Diameter shell :	19,25	inchi
Jumlah tube :	95	
Rd (faktor pengotor)	0,010662131	hr.ft ² °F/Btu
Waktu tinggal :		
Waktu desublimasj :	0,925925926	Jam
Waktu melting :	0,6599	Jam

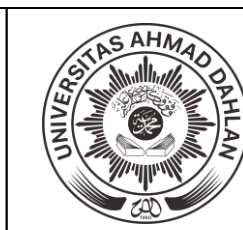


Komponen	Nomor Arus Kg/Jam							
	1	2	3	4	5	6	7	8
N2	23469,0700	0000	23469,0700	23469,0700	0000	23469,0700	0000	0000
O2	6238,6136	0000	12,4772	12,4772	0000	12,4772	0000	0000
CO2	0000	0000	3805,8253	3805,8253	0000	3805,8253	0000	0000
H2O	0000	11,1283	1569,0352	1565,8971	3,1381	0000	1565,8971	3,1381
C10H8	0000	5553,0162	11,1060	11,1060	0000	11,1060	0000	0000
C8H4O3	0000	0000	6404,3143	0000	6407,4523	0000	0000	6404,3143
Total	29707,6836	5564,1445	35271,8280	28864,3757	6407,4523	27298,4786	1565,8971	6407,4523

Keterangan Gambar :

- S = Silo
- MT = Melter
- K = Kompresor
- P = Pompa
- HE = Heat Exchanger
- EVP = Evaporator
- R = Reaktor
- CL = Cooler
- SWC = Switch Condensor
- CRZ = Kristalizer
- SP = Separator
- RC = Rotary Cooler
- UPL = Unit Pengolahan Limbah
- FC = Flow Control
- TC = Temperature Control
- LC = Level Control
- LI = Level Indikator
- HC = Humuduty Control
- PC = Pressure Control

- = Nomor Arus
- = Temperature
- = Tekanan
- = Control Valve
- = Piping
- = Elektrik Connection
- = Udara Tekan



**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK PHTHALIC ANHIDRYDE DARI
NAFTHALENE DENGAN PROSES OKSIDASI
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

Di Susun oleh :

Annis Nisa'ul Muna : 2000020036
Nabillah Rahmadani : 2000020042

Dosen Pembimbing :
Prof. Dr. Ir. Zahrul Mufrodi, S.T., M.T., IPM

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA S-1
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN
YOGYAKARTA
2024**