

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
PHTHALIC ANHYDRIDE DARI OXYLENE DAN UDARA
KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN**

Skripsi



Disusun Oleh:

Steven Alexander C. M. D. 121140180

Rizki Antonio 121140185

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA S1
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"
YOGYAKARTA
2020**

KATA PENGANTAR

Puji syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa atas rahmat dan hidayah-Nya kepada penyusun sehingga skripsi dengan judul Prarancangan Pabrik Kimia Phthalic Anhydride dari Oxylene dan Udara Kapasitas 40.000 Ton/Tahun ini dapat diselesaikan.

Prarancangan pabrik kimia merupakan tugas yang diwajibkan bagi setiap mahasiswa sebagai syarat untuk memperoleh gelar sarjana pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, UPN “Veteran” Yogyakarta. Penyusunan tugas ini didasarkan atas hasil studi pustaka yang tersedia dan beberapa sumber seperti jurnal, data patent, materi akademik dan sebagainya.

Dengan selesainya skripsi ini, penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Dr. Adi Ilcham,ST,MT selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.
2. Dr. Adi Ilcham, ST, MT selaku dosen pembimbing I.
3. Ir. Titik Mahargiani, MT selaku dosen pembimbing II.
4. Semua pihak yang telah membantu penyelesaian tugas akhir ini.

Akhir kata penyusun berharap semoga skripsi Prarancangan Pabrik Kimia Phthalic Anhydride dari Oxylene dan Udara ini dapat bermanfaat bagi penyusun pada khususnya dan pembaca pada umumnya.

Yogyakarta, Agustus 2020

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PENGAJUAN	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
KATA PENGANTAR	iv
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR TABEL	viii
INTISARI	ix
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Prospek Pasar	2
1.3 Tinjauan Pustaka	6
BAB II PROSES PRODUKSI	15
2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	15
2.2. Uraian Proses	16
2.3. Diagram Alir Kualitatif	19
2.4. Diagram Alir Kuantitatif	20
2.5. Tata Letak Pabrik	21
2.6. Tata Letak Alat Pabrik	22
2.7. Layout Area Pabrik	23
2.8. Layout Area Proses	24
2.9. Spesifikasi Alat Proses	25
BAB III NERACA MASSA DAN ENERGI	40
3.1 Neraca Massa	40
3.2 Neraca Energi	43
BAB IV UTILITAS	45
4.1. Unit Penyedia Air	45
4.2. Kebutuhan Listrik	47
4.3. Kebutuhan Bahan Bakar	47

4.4. Kebutuhan Dowtherm A	47
4.5. Diagram Alir Utilitas	48
4.6. Spesifikasi Alat Utilitas.....	49
BAB V MANAJEMEN PERUSAHAAN	53
5.1. Bentuk Badan Usaha	53
5.2. Struktur Organisasi	54
5.3. Rencana Kerja	56
5.4. Sistem Penggajian Karyawan.....	62
5.5. Jaminan Sosial	62
BAB VI EVALUASI EKONOMI	63
6.1. Modal Investasi	63
6.2. Biaya Produksi	64
6.3. Harga Jual	66
6.4. Analisa Keuntungan	66
6.5 Analisa Kelayakan	66
BAB VII KESIMPULAN	69
DAFTAR PUSTAKA	70
LAMPIRAN	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1. Grafik impor Phthalic Anhydride	3
Gambar 2.1. Diagram Alir Kualitatif	19
Gambar 2.2 Diagram Alir Kuantitatif	20
Gambar 2.3 Layout Area Pabrik	23
Gambar 2.4. Layout Area Proses	24
Gambar 4.1. Diagram Alir Utilitas	48
Gambar 5.1. Struktur Organisasi	55
Gambar 6.1. Grafik BEP dan SDP	68

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data impor Phthalic Anhydride	2
Tabel 1.2 Data pabrik phthalic anhydride	2
Tabel 1.3 Matriks pemilihan proses	7
Tabel 1.4 Data harga ΔH_f	9
Tabel 1.5 Data harga CP.....	9
Tabel 1.6 Data harga (ΔG^0).....	11
Tabel 3.1 Neraca Massa Reaktor Basis.....	40
Tabel 3.2 Neraca Massa Reaktor Kapasitas.....	40
Tabel 3.3 Neraca Massa Separator Basis.....	41
Tabel 3.4 Neraca Massa Separator Kapasitas.....	41
Tabel 3.5 Neraca Massa MD Basis.....	42
Tabel 3.6 Neraca Massa MD Kapasitas.....	42
Tabel 3.7 Neraca Panas Vaporizer.....	43
Tabel 3.8 Neraca Panas HE-01.....	43
Tabel 3.9 Neraca Panas HE-02.....	43
Tabel 3.10 Neraca Panas CL-01.....	44
Tabel 3.11 Neraca Panas CL-02.....	44
Tabel 3.12 Neraca Panas Reaktor.....	44
Tabel 5.1 Jadwal Kerja Karyawan <i>Shift</i>	58
Tabel 5.2 Karyawan <i>Shift</i> Keamanan	59
Tabel 5.3 Karyawan <i>Shift</i> Produksi	59
Tabel 5.4 Karyawan <i>Shift</i> Pendukung	60
Tabel 5.5 Karyawan <i>non-Shift</i>	60
Tabel 6.1 <i>Fixed capital investment</i>	63
Tabel 6.2 <i>Working capital investment</i>	64
Tabel 6.3 <i>Manufacturing cost</i>	65
Tabel 6.4 <i>General expense</i>	65

1

INTISARI

Pabrik phthalic anhydride dirancang dengan kapasitas 40.000 ton/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah oxylene kemurnian 99% sebanyak 32.250.113,28 kg/tahun diperoleh dari Skychem Pte, Ltd Singapore dan udara yang diambil dari alam. Untuk mempercepat terjadinya reaksi digunakan katalis berupa vanadium pentoxide sebanyak 128.400,68 kg dibeli dari China. Pabrik ini direncanakan berdiri di Kawasan Industri Cilegon, Provinsi Banten, pada tahun 2025 dan mulai beroperasi pada tahun 2026. Pabrik dirancang beroperasi secara kontinyu selama 24 jam per hari dengan proses produksi selama 330 hari per tahun dan luas tanah yang diperlukan adalah 15.597,38 m².

Proses pembuatan phthalic anhydride dengan cara mereaksikan oxylene dan oksigen dengan katalis vanadium pentoxide pada suhu 300 °C dan tekanan 3 atm dalam Reaktor FixedBed Multitube. Bahan baku oxylene 99% diumpangkan dari HE-01 ke reaktor bersamaan dengan udara dari HE-02. Reaksi antara phthalic anhydride dan oksigen menghasilkan konversi sebesar 90%. Reaksi berlangsung secara eksotermis sehingga reaktor dilengkapi dengan pendingin agar mempertahankan pada suhu tetap. Hasil keluaran reaktor diturunkan suhu dan tekanannya kemudian diumpangkan menuju ke kondensor parsial. Pada kondensor parsial akan diembunkan sebagian gas yang nantinya akan dipisahkan pada separator. Setelah dipisahkan oleh separator kemudian diumpangkan menuju menara distilasi untuk dipisahkan dan diambil produk phthalic anhydride cair. Phthalic anhydride cair kemudian diumpangkan menuju flaker untuk diturunkan suhunya sekaligus mengubah fasa menjadi padat. Kemudian disimpan didalam Silo . Unit pendukung proses pabrik phthalic anhydride meliputi unit pengadaan air pendingin sebanyak 167.324,4 kg/jam, unit pengadaan air konsumsi umum dan sanitasi sebanyak 1351,4 kg.jam, tenaga listrik sebesar 307 kW. Pabrik juga didukung laboratorium dan control room yang mengontrol mutu bahan baku maupun produk. Bentuk perusahaan yang akan didirikan dengan badan hukum Perseroan Terbatas (PT), dengan struktur organisasi line and staff. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian jam kerja yang terdiri dari karyawan shift dan non-shift. Jumlah tenaga kerja yang diperlukan sebanyak 125 orang.

Ditinjau dari analisis ekonomi diperoleh modal tetap sebesar Rp 207.662.728.624,42 dan modal kerja Rp 320.175.676.462,98. Total biaya produksi per tahun sebesar Rp 723.394.026.653,28. Penjualan produk per tahun sebesar Rp 795.733.429.318,6. Analisis kelayakan menunjukkan bahwa Return Of Investment (ROI) sebelum dan sesudah pajak sebesar 34,8% dan 27,9%. Pay Out Time (POT) sebelum dan sesudah pajak sebesar 2,2 tahun dan 2,6 tahun. Break Event Point (BEP) sebesar 47,9% dan Shut Down Point (SDP) sebesar 29,9%. Sedangkan Discounted Cash Flow Rate (DCFR) yang diperoleh sebesar 17%. Dengan demikian ditinjau dari segi teknis maupun ekonomi, maka pabrik phthalic anhydride dari oxylene dan udara kapasitas 40.000 ton/tahun dinilai layak dipertimbangkan dan dikaji lebih lanjut untuk pendiriannya di Indonesia.

Kata kunci : Phthalic anhydride, Fixed Bed Multitube, oksidasi, analisis ekonomi

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Perkembangan industri di Indonesia setiap tahunnya mengalami kenaikan secara kualitas maupun kuantitas, sehingga kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu tenaga kerja akan semakin meningkat. Ketergantungan impor telah menyebabkan devisa negara berkurang, sehingga diperlukan suatu usaha penanggulangan. Salah satu usaha yaitu dengan mendirikan pabrik untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Dengan pendirian pabrik diharapkan dapat membuka lapangan kerja baru, menghemat devisa negara dan membuka peluang berdirinya pabrik lain yang menggunakan produk dari pabrik tersebut.

Phthalic anhydride merupakan senyawa organik berbentuk serpihan (*flake*) dengan rumus kimia $C_8H_4O_3$ yang dapat diperoleh dari proses oksidasi oxylene. Phthalic Anhydride merupakan bahan yang bereaksi langsung dengan alkohol, gliserol, dan gliserin untuk membentuk ester. Secara umum kegunaan phthalic anhydride dalam sektor industri antara lain adalah sebagai bahan baku pada industri pembuatan *plasticizer*, alkid resin (cat minyak), *unsaturated polyester resin*, *benzoic acid*. (Anonim, 2006).

Saat ini kebutuhan phthalic anhydride di Indonesia telah tercukupi oleh impor dari negara lain, maka dengan mendirikan pabrik ini diharapkan Indonesia dapat mencukupi kebutuhan dari dalam negeri sehingga industri tidak bergantung pada impor dari luar negeri. Kemudian diharapkan pabrik ini dapat melakukan ekspor ke luar negeri sehingga perekonomian di Indonesia semakin kuat dan mandiri. Pendirian pabrik ini akan banyak menyerap tenaga kerja sehingga perekonomian masyarakat semakin meningkat.

1.2. Prospek Pasar

1.2.1. Data Ekspor-Import

Kebutuhan phthalic anhydride di Indonesia masih menunjukkan nilai yang besar dan untuk memenuhi kebutuhan tersebut maka dilakukan impor dari luar negeri. Berikut data kebutuhan impor phthalic anhydride di Indonesia.

Tabel 1.1 Data impor phthalic anhydride di Indonesia

No	Tahun	Kebutuhan, Ton
1	2015	3.589,073
2	2016	3.619,135
3	2017	3.148,094
4	2018	3.590,342
5	2019	3.408,867

(Sumber : BPS 2019)

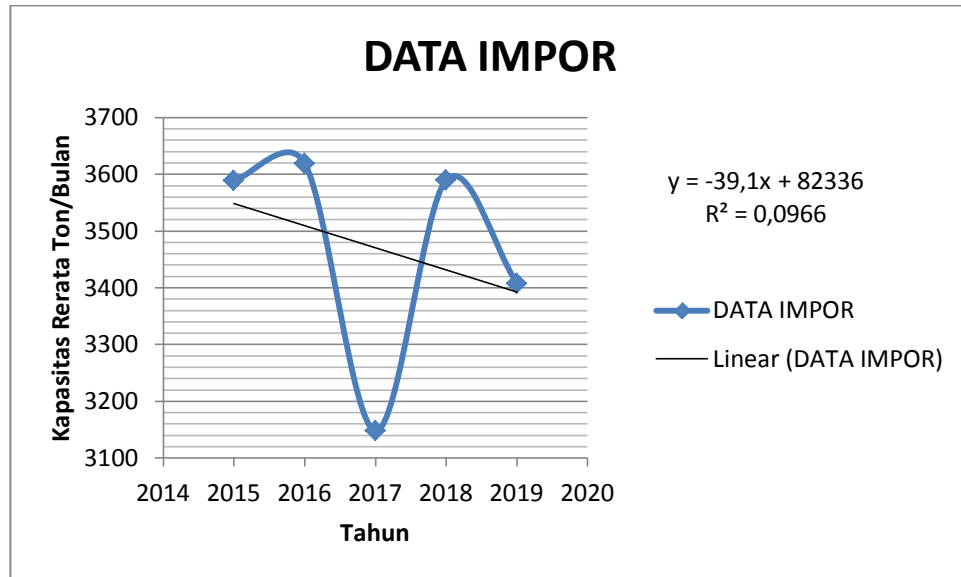
Berikut adalah daftar beberapa pabrik phthalic anhydride yang sudah beroperasi yang disajikan pada table 1.2

Tabel 1.2 Daftar pabrik phthalic anhydride yang sudah berdiri

No	Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1	Resinas Polyesters	Spanyol	30.000
2	Chauny	Aisne, Prancis	40.000
3	Petkim	Izmit Yarimca, Turki	34.000
4	Verba Chemie AG	Bottrop, Jerman Barat	31.000
5	Stepan Chemical	Northfield, Taiwan	23.000

(Nugraha Maulana, 2014)

Pabrik ini dirrencanakan akan berdiri pada tahun 2025. Oleh karena itu, perlu diketahui kebutuhan phthalic anhydride didalam negeri yang diambil dari data impor. Tabel 1.1 menunjukkan data kebutuhan impor phthalic anhydride di Indonesia. Dari data impor diatas, dilakukan regresi linier untuk mendapatkan nilai kebutuhan impor di Indonesia mendatang. Data impor dan regresi linier ditunjukkan pada gambar 1.1



Gambar 1.1 Data Impor Phthalic Anhydride di Indonesia Tahun 2015 - 2019

Dari regresi linier terhadap data impor phthalic anhydride di Indonesia didapatkan persamaan empiris seperti terlihat pada persamaan (1)

$$Y = -39.1x + 82336 \quad (1)$$

Berdasarkan persamaan (1) dapat diperoleh bahwa kebutuhan impor phthalic anhydride di Indonesia pada tahun 2025 diperkirakan mencapai 82.140 ton/tahun. Dari pertimbangan tersebut maka diambil kapasitas perancangan pabrik phthalic anhydride sebesar 40.000 ton/tahun dengan harapan dapat memenuhi kebutuhan phthalic anhydride dalam negeri sehingga dapat mengurangi ketergantungan ekspor dari negara lain.

1.2.2. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku pembuatan phthalic anhydride adalah orthoxylene dan udara. Orthoxylene diperoleh dari Skychem Pte Ltd Singapura, sedangkan udara diambil dari alam. Diharapkan kebutuhan bahan baku dapat dipenuhi secara kontinyu sehingga proses dapat berjalan dengan baik.

1.2.3. Pemilihan Lokasi

Lokasi penting bagi perusahaan, karena mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan tersebut. Dalam pemilihan lokasi tempat didirikannya pabrik harus memperhatikan apakah pendirian pabrik tersebut akan berhasil dan langgeng tetap berdiri. Pada penentuan lokasi pabrik harus diusahakan agar biaya transportasi serta upah untuk buruh mempunyai nilai sekecil mungkin.

Lokasi yang dipilih untuk pendirian pabrik *phthalic anhydride* yaitu di kawasan industri Cilegon, Banten dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Penyediaan Bahan Baku

Dengan menempatkan lokasi pabrik di dekat sumber bahan baku, maka akan memudahkan pabrik dalam mendapatkan bahan baku untuk menuju lokasi pabrik dan memperkecil biaya peralatan transportasi. Bahan baku Orthoxylyene diimpor dari Skychem, Pte Ltd Singapore melalui pelabuhan Merak, Banten.

2. Daerah Pemasaran

Pabrik *phthalic anhydride* ini terutama ditujukan untuk kebutuhan dalam negeri, maka lokasi pabrik harus diletakkan dengan lokasi yang memudahkan untuk pemasaran. Cilegon mempunyai akses jalan dan pelabuhan yang cukup besar untuk memudahkan distribusi.

3. Sarana Transportasi

Pemilihan lokasi pabrik di Cilegon dimaksudkan untuk mempermudah jangkauan pemasaran produk karena letaknya dekat ke areal-areal industri dan posisinya yang tidak jauh dari Pelabuhan Merak akan mempermudah dalam penanganan memasok bahan baku. Di kota Cilegon terdapat 2 terminal bus yaitu Terminal Utama Terpadu Nasional di pelabuhan Merak dan Terminal kota Cilegon didekat pintu Tol Cilegon Timur. Terdapat juga 3 stasiun kereta api yaitu

Stasiun Cilegon, Stasiun Krenceng dan Stasiun Merak. Untuk akses bandara terdekat dari kota Cilegon adalah Soekarno-Hatta International Airport yang berlokasi di Tangerang, Banten.

4. Tenaga Kerja

Cilegon berada di wilayah yang dekat dengan kota-kota besar yang memiliki banyak penduduk sehingga tenaga kerja dapat diambil dari wilayah Cilegon dan sekitarnya dan staff ahli dapat diambil dari kota besar yang berada di sekitarnya seperti Jakarta, Bandung dan lainnya.

5. Utilitas

Utilitas utama pabrik ini meliputi kebutuhan listrik dan kebutuhan air yang digunakan untuk proses maupun untuk sanitasi. Kebutuhan listrik dapat dipenuhi dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator sebagai cadangan jika PLN mengalami gangguan, sedangkan air diperoleh dari PT. Krakatau Tirta Industri.

6. Keadaan Geografis

Kawasan Industri Cilegon berada pada daerah yang beriklim tropis sehingga cuaca dan iklim relatif stabil. Begitu pula dengan keadaan tanah disana yang mana topografi di kawasan industri Cilegon adalah daerah dataran yang rata dan relatif stabil.

7. Regulasi dan Perijinan

Kawasan Industri Cilegon merupakan salah satu kawasan industri yang ada di Indonesia. Berbagai industri telah banyak berdiri disana, sehingga segala macam regulasi dan perijinan mendirikan pabrik baru relative lebih mudah. Adanya dorongan dari pemerintah dalam pengembangan industri juga diharapkan dapat memberikan keuntungan tersendiri.

1.3. Tinjauan Pustaka

1.3.1. Proses Produksi

Pembuatan phthalic anhydride dapat dilakukan dengan beberapa proses, antara lain sebagai berikut :

1. Proses Oksidasi naphthalene

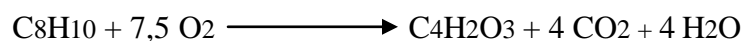
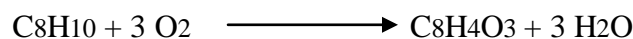
Bahan baku naphthalene dipanaskan dengan *heater* hingga temperature 500 °C dan tekanan 3,15 atm untuk diumpankan ke reaktor. Reaksi yang terjadi sebagai berikut :



Reaksi oksidasi naphthalene berlangsung pada temperature 500 °C dan tekanan 3,15 atm membentuk Phthalic Anhydride, air dan karbon dioksida. *Crude Phthalic Anhydride* yang dihasilkan dari reaktor ini didinginkan dalam *cooler* yang selanjutnya dialirkan menuju *flash drum* untuk menghilangkan karbon dioksida. *Crude Phthalic Anhydride* yang masih mengandung air selanjutnya dimurnikan didalam kolom distilasi. Phthalic Anhydride yang merupakan produk bawah kolom distilasi mempunyai kemurnian 97,8% sedangkan air merupakan produk atas kolom distilasi. (Diaoye, 2007)

2. Proses Oksidasi O-xylene

Bahan baku o-xylene dengan temperatur 30 °C dan tekanan 1 atm dari tangki penyimpanan o-xylene dipompakan ke *vaporizer* untuk menguapkan o-xylene pada temperatur 150 °C dan tekanan 3 atm untuk kemudian dipompakan ke *furnace* untuk dipanaskan hingga temperatur 370 °C dan tekanan 3 atm. Uap o-xylene dan udara diumpankan ke reaktor dengan kondisi operasi temperatur 370 °C, tekanan 3 atm dan konversi 95% dengan reaksi utama sebagai berikut :



Produk dari reaktor berupa $C_8H_4O_3$ (phthalic anhydride), produk samping berupa $C_4H_2O_3$ (maleic anhydride), H_2O , dan CO_2 selanjutnya dialirkan ke *flash drum* dan selanjutnya dialirkan ke Menara Distilasi. Phthalic anhydride selanjutnya dialirkan ke *flaker* dengan kemurnian 99,6 %. (Anonim, 2007)

1.3.2. Pemilihan Proses

Dalam pemilihan proses perlu ditinjau dari segi teknis maupun segi ekonomi. Pemilihan proses dipaparkan dalam tabel berikut ini.

Tabel 1.3 Matriks Pemilihan Proses

No	Pertimbangan	Proses Oksidasi Naphthalane (A)	Proses Oksidasi Oxylene (B)	Nilai	
				A	B
1	Kondisi Operasi	Suhu $500^{\circ}C$ Tekanan 3,15 atm	Suhu $300^{\circ}C$ Tekanan 3 atm	*	***
2	Fasa	Cair – Gas	Cair – Gas	**	**
3	Bahan Baku	Naphthalane dan Udara	Oxylene dan Udara	**	**
4	Sumber Bahan Baku	Shenyang Xhingzhenghe Chemical Co.,Ltd China	Skychem Pte Ltd, Singapore	*	***
5	Reaktor	Fixed Bed	Fixed Bed	**	**
6	Produk Samping	H_2O dan CO_2	Maleic Anhydride	*	***
TOTAL NILAI				9	15

Keterangan : (*) : Kurang Baik

(**) : Baik

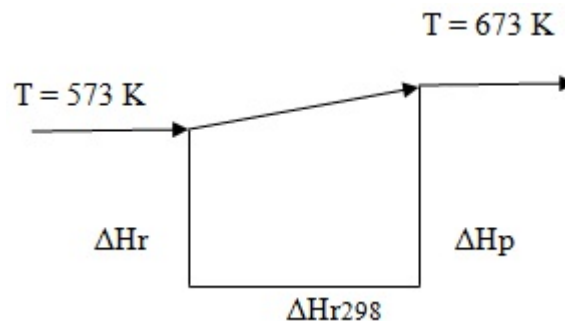
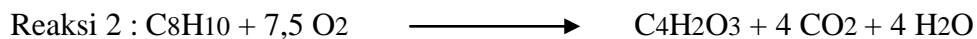
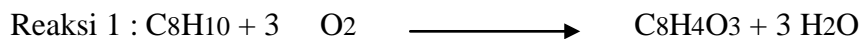
(***) : Sangat Baik

Dari tabel matriks diatas maka dapat disimpulkan bahwa proses yang terbaik adalah proses B, yaitu proses oksidasi *Oxylene*. Maka dipilih proses oksidasi *oxylene* dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Suhu yang dibutuhkan lebih rendah sehingga biaya untuk kebutuhan energi lebih kecil.
2. Bahan baku didapat dari Singapura dimana lokasinya lebih dekat dengan Indonesia.
3. Produk samping *maleic anhydride* masih berguna dan mempunyai nilai jual.

1.3.3. Tinjauan Termdinamika

Pada proses oksidasi *Oxylene* akan ditinjau dari 3 aspek yaitu panas reaksi (ΔH), energi bebas Gibbs (ΔG^0), dan konstanta keseimbangan reaksi (K). Proses oksidasi *Oxylene* melibatkan dua reaksi kimia, sehingga akan dihasilkan produk samping. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Keterangan : ΔH_r : Enthalpi Reaktan (kJ/kmol)

ΔH_p : Enthalpi Produk (kJ/kmol)

ΔH_{r298} : Enthalpi Pembentukan pada $T = 25^\circ\text{C}$

Suhu Operasi: (300 – 400) °C

a. Panas Reaksi

Panas reaksi (ΔH_r) digunakan untuk menentukan apakah reaksi endotermis atau eksotermis. Berikut perhitungan panas reaksi pada proses oksidasi *Oxylene*.

Tabel data harga ΔH_f masing-masing komponen pada 298 K sebagai berikut :

Tabel 1.4. Data harga ΔH_f

No	Komponen	ΔH_f kj/mol	ΔH_f kj/kmol
1	C ₈ H ₁₀	18,9343	18934,3
2	O ₂	0	0
3	C ₈ H ₄ O ₃	-393,2109	-393210,9
4	C ₄ H ₂ O ₃	-398,4039	-398403,9
5	CO ₂	-241,8000	-241800,0
6	H ₂ O	-393,5000	-393500,0

(Yaws, 1999)

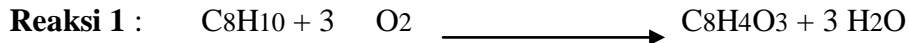
Data harga Cp masing-masing komponen adalah sebagai berikut :

Tabel 1.5 Data harga Cp.

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

No	Komponen	A	B	C	D	E
1	C ₈ H ₁₀	0,182	5,13E-01	-2,02E-04	-2,16E-08	2,32E-11
2	O ₂	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
3	C ₈ H ₄ O ₃	40,083	3,61E-02	9,60E-04	-1,23E-06	4,66E-10
4	C ₄ H ₂ O ₃	-72,015	1,0429	-1,87E-03	1,65E-06	-5,56E-10
5	H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
6	CO ₂	27,437	4,23E-03	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13

(Yaws, 1999)



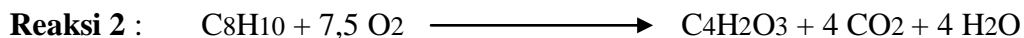
$$\begin{aligned}\Delta H_r &= \int n C_p dT_{C_8H_{10}} + \int n C_p dT_{O_2} \\ &= (2.369,0357) + 3(2.833,0357) \\ &= 10.868,1428 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_r^{298} &= \Delta H_f^{\circ} \text{ produk} - \Delta H_f^{\circ} \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f^{\circ} C_8H_4O_3 + 3 \cdot \Delta H_f^{\circ} H_2O) - (\Delta H_f^{\circ} C_8H_{10} + 3 \cdot \Delta H_f^{\circ} O_2) \\ &= -1.592.645,2 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_p &= \int n C_p dT_{C_8H_4O_3} + \int n C_p dT_{H_2O} \\ &= (4.323,5163) + 3(3260,5978) \\ &= 14.105,3097 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{r1} \text{ total} &= \Delta H_r + \Delta H_r^{298} + \Delta H_p \\ &= -1.567.671,748 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

ΔH_r pada reaksi 1 bernilai negatif sehingga reaksi ini bersifat eksotermis.



$$\begin{aligned}\Delta H_r &= \int n C_p dT_{C_8H_{10}} + \int n C_p dT_{O_2} \\ &= (2.369,0357) + 7,5(2.833,0357) \\ &= 23.616,8034 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_r^{298} &= \Delta H_f^{\circ} \text{ produk} - \Delta H_f^{\circ} \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f^{\circ} C_4H_2O_3 + 4 \cdot \Delta H_f^{\circ} CO_2 + 4 \cdot \Delta H_f^{\circ} H_2O) - (\Delta H_f^{\circ} C_8H_{10} + 7,5 \cdot \Delta H_f^{\circ} O_2) \\ &= -2.920.669,6 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_p &= \int n C_p dT_{C_4H_2O_3} + \int n C_p dT_{CO_2} + \int n C_p dT_{H_2O} \\ &= (-2612,4681) + 4(2742,9297) + 4(3260,5978) \\ &= 21.401,6419 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{r2} \text{ total} &= \Delta H_r + \Delta H_{r298} + \Delta H_p \\ &= -2.875.651,155 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

ΔH_r pada reaksi 2 bernilai negatif sehingga reaksi ini bersifat eksotermis/ menghasilkan panas.

2. Energi Bebas Gibbs (ΔG^0)

Energi bebas Gibbs dihitung untuk mengetahui apakah reaksi dapat berlangsung. Berikut perhitungan (ΔG^0) pada proses oksidasi *Oxylene*.

Tabel data harga (ΔG^0) masing-masing komponen adalah sebagai berikut :

Tabel 1.6. Data harga (ΔG^0)

No	Komponen	G ^f kJ/mol	G ^f kJ/kmol
1	C ₈ H ₁₀	122,1	122.100
2	O ₂	0	0
3	C ₈ H ₄ O ₃	-329	-329.000
4	H ₂ O	0	0

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned}\Delta G^{of} 298K &= \Delta G^{of} \text{ produk} - \Delta G^{of} \text{ reaktan} \\ &= \Delta G^{of} C_8H_4O_3 - \Delta G^{of} C_8H_{10} \\ &= (-329 - 122,1) \text{ kJ/kmol} \\ &= -451,1 \text{ kJ/mol} = -451.100 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

Pada perhitungan tersebut didapatkan $\Delta G^0 < 0$, sehingga reaksi dapat berlangsung.

3. Konstanta Keseimbangan Reaksi (K)

Konstanta kesetimbangan reaksi dihitung untuk mengetahui apakah reaksi berlangsung *reversible* atau *irreversible*. Berikut perhitungan konstanta kesetimbangan reaksi pada proses oksidasi *Oxylene*.

$$\begin{aligned} \ln K_{298,15} &= \frac{\Delta G^\circ}{R.T} \\ &= \frac{-451.100 \text{ kJ/kmol}}{8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot K \times 298,15 K} = -181,98 \end{aligned}$$

$$K_{298,15} = e^{-181,98} = 9,27E-80$$

Dengan :

ΔH_f° = panas reaksi standar pada T = 25°C, kJ/kmol

ΔG_f° = energy Gibbs pada temperatur 298,15 K

K_0 = konstanta kesetimbangan pada temperatur 298,15 K

K = konstanta kesetimbangan pada temperatur T (K)

R = konstanta gas, kJ/kmol.K

Menghitung konstanta kesetimbangan pada temperatur reaksi :

$$\ln \frac{K}{K_0} = \frac{-\Delta H_f^\circ}{R} \times \frac{T-T_0}{T \times T_0}$$

$$\ln K - \ln K_0 = \frac{-(-451.100)}{8,314} \times \frac{643,15-298,15}{643,15 \times 298,15} = 97,62$$

$$K - K_0 = e^{97,62}$$

$$K - 9,27E-80 = 2,49E+42$$

$$K = 2,49E+42 \quad (K \gggg)$$

Karena harga konstanta kesetimbangan sangat besar maka reaksi berlangsung searah (*irreversible*).

1.3.4. Tinjauan Kinetika

Reaksi pembuatan *phthalic anhydride* didasarkan pada persamaan reaksi 1 sebagai berikut.



Dengan persamaan laju reaksi 1 :

$$r_2 = k_2 P^{\circ}oxlyen.P^{\circ}oksigen$$

Dengan :

r = Kecepatan reaksi (kmol/jam.kg katalis.

$P^{\circ}oxlyen$ = Tekanan parsial *oxlyen*.

$P^{\circ}oksigen$ = Tekanan parsial oksigen

$$k_1 = e^{\frac{-27.000}{RT} + 19,837}$$

$$k_2 = e^{\frac{-27.900}{RT} + 19,23}$$

T = Suhu operasi

Berdasarkan Turton, suhu reaksi yang digunakan antara 300 – 400°C, maka diambil suhu operasi 300°C dan tekanan 3 atm.

Sehingga persamaan kecepatan reaksi 1 menjadi :

$$\begin{aligned} r_1 &= e^{\frac{-27.000}{RT} + 19,837} P_{oxy}^{\circ} P_{o-x} \\ &= e^{\frac{-27.000}{1,987 \times 573} + 19,837} 0.195 \times 0.588 \\ &= 7.1174 \times 10^{16} \text{ kmol/jam.kg katalis} \end{aligned}$$

Pada reaksi samping *maleic anhydride*, persamaan kecepatan reaksi 2 adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}r_2 &= k_2 P_{\text{O}_2}^0 P_{\text{O}_2-x} \\ &= e^{\frac{-27.900}{1,987 \times 573} + 19,23} 0.195 \times 0.588 \\ &= 7.845 \times 10^{16} \text{ kmol/jam.kg katalis}\end{aligned}$$

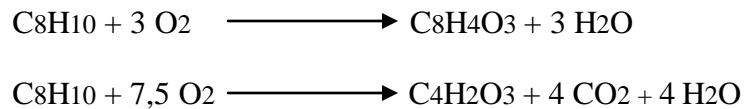
(Turton, 1998)

Konversi yang didapat paada proses ini adalah 95%.

(Robin Smith, 2005)

1.3.5. Pemilihan Reaktor

Berdasarkan kondisi operasi proses oksidasi o-xylene dengan udara dipilihlah reaktor *fixed bed multitube* dengan tekanan 3 atm dan temperatur antara 300 – 400 °C. Reaksi oksidasi o-xylene sebagai berikut.



O-xylene dan udara bereaksi pada fase gas. Reaksi oksidasi o-xylene ini menggunakan katalis V₂O₅. Katalis ini pada kondisi operasi akan mempercepat reaksi oksidasi terjadi. Umur katalis ini dapat mencapai 10 tahun dalam pemakaian normal.

BAB II

PROSES PRODUKSI

2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1. Bahan Baku

- | | |
|--------------------------------------------------|------------------------------|
| 1. Orthoxylene (C ₈ H ₁₀) | (Skychem Pte, Ltd Singapore) |
| a. Wujud | : Cair |
| b. Kemurnian | : 99,8% |
| c. Titik didih | : 129 °C |
| d. Titik leleh | : -25 °C |
| e. Titik kritis | : 235,2°C |
| f. Berat Molekul | : 106 g/gmol |
| g. Densitas | : 0,88 gr/ml |
| 2. Oksigen (O ₂) | |
| a. Wujud | : gas |
| b. Kemurnian | : 21% udara |
| c. Titik didih | : 90,2°C |
| d. Titik lebur | : 55,4°C |
| e. Titik kritis | : 154,6°C |
| f. Berat Molekul | : 32 g/gmol |
| g. Densitas | : 1,237 gr/ cm ³ |

2.1.2. Katalis

- | | |
|--------------------------------------------------------|-----------------------------|
| 1. Vanadium Pentoxide (V ₂ O ₅) | |
| a. Wujud | : padat granular |
| b. Kemurnian | : 99,99% |
| c. Titik didih | : 1750°C |
| d. Titik leleh | : 690°C |
| e. <i>Specific Gravity</i> (sg) | : 3,350 |
| f. ρ Bulk | : 541,424 kg/m ³ |

2.1.3. Produk

1. Phthalic Anhydride ($C_8H_4O_3$)
 - a. Wujud : padat
 - b. Kemurnian : 99,8%
 - c. Titik didih : $284^{\circ}C$
 - d. Titik leleh : $131^{\circ}C$
 - e. Titik kritis : $573^{\circ}C$
 - f. Berat Molekul : 148 g/gmol
 - g. Densitas : $1,527 \text{ gr/cm}^3$
2. Maleic Anhydride ($C_4H_2O_3$)
 - a. Wujud : cair
 - b. Kemurnian : 99,8%
 - c. Titik didih : $208^{\circ}C$
 - d. Titik leleh : $130^{\circ}C$
 - e. Titik kritis : $448^{\circ}C$
 - f. Berat Molekul : 98 g/gmol
 - g. Densitas : $1,48 \text{ gr/cm}^3$

(Yaws, 1999)

2.2. Uraian Proses

Proses pembuatan phthalic anhydride secara garis besar dibagi menjadi 3 tahap proses, yaitu :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemisahan

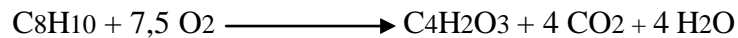
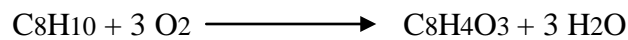
Produk yang sudah terpisah dari impurities akan diubah fasenya menjadi padat kemudian disimpan dan didistribusikan dalam fase padat. Adapun tahapan-tahapan proses produksi sebagai berikut.

1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku o-xylene ditampung dalam Tangki pada suhu 30⁰C dan tekanan 1 atm. Dari tangki, o-xylene dialirkan dengan pompa sentrifugal menuju vaporizer menaikkan suhunya sampai berubah fasa menjadi gas. O-xylene dipanaskan sampai titik didihnya hingga sebesar 161⁰C pada tekanan 1 atm. O-xylene hasil keluar vaporizer dialirkan ke heat exchanger (HE-01) untuk dipanaskan sampai 300⁰C. Udara yang didapat dari lingkungan dilewatkan pada heat exchanger (HE-02) untuk dipanaskan sampai suhu 300⁰C lalu o-xylene dan udara siap diumpankan ke reaktor untuk direaksikan pada suhu 300⁰C dan tekanan 3 atm.

2. Tahap Reaksi

Bahan baku yang telah dipanaskan diumpankan menuju reaktor *fixed bed multitube* kemudian campuran gas melewati reaktor pada sisi *tube* dengan suhu masuk 300⁰C, dimana terjadi reaksi oksidasi dengan bantuan katalis V₂O₅. Reaksi yang terjadi sebagai berikut :



Reaksi yang terjadi dalam tube reaktor ini sangat eksotermis pada suhu 300–400 ⁰C. Alasan pemilihan kondisi operasi ini adalah bahwa jika suhu operasi dibawah 340⁰C akan menyebabkan kecepatan reaksi berkurang, sedangkan jika suhu operasi diatas 370⁰C akan terbentuk CO₂ dan H₂O yang lebih banyak, dimana reaksi ini tidak diinginkan karena akan mengurangi konversi pembentukan phthalic anhydride.

3. Tahap Pemisahan

Setelah direaksikan didalam reaktor, produk diturunkan tekanannya dengan menggunakan expander dari 3 atm menjadi 1,4 atm. Kemudian didinginkan dengan cooler hingga mencapai suhu 110⁰C. Selanjutnya fase cair dan gas dipisahkan pada separator. Pada separator ini, komponen N₂, CO₂ dan O₂ dipisahkan menjadi fase gas karena nilai fraksinya yang kecil, sedangkan komponen lainnya dialirkan menuju Menara Distilasi.

Phthalic anhydride beserta komponen lain dialirkan menuju Menara Distilasi yang beroperasi pada tekanan 1 atm. Phthalic anhydride murni dipisahkan dari komponen-komponen lain. Secara garis besar terbagi atas dua macam komponen sebagai berikut :

- a. *Light Boiling Residue* (LBR), yaitu komponen-komponen dalam campuran yang mempunyai titik didih lebih rendah dari titik didih phthalic anhydride murni, seperti o-xylene, maleic anhydride, dan air.
- b. *High Boiling Residue* (HBR), yaitu komponen-komponen dalam campuran yang mempunyai titik didih tinggi yaitu phthalic anhydride.

Pada Menara Distilasi terjadi pemisahan antara phthalic anhydride dengan *Light Boiling Residue* (LBR). LBR diuapkan dan dikondensasikan dalam Condensor (CD-01). Sedangkan untuk *High Boiling Residue* (HBR) masuk ke Reboiler (RB-01), kemudian dialirkan ke dalam Flaker (FL-01) menjadi bentuk serpihan dengan suhu 35⁰C dan tekanan akhir 1 atm. Hasil produk phthalic anhydride diangkut dengan *belt conveyer* (BC-01) ke dalam Silo penyimpanan produk (S-01) dan langsung dikemas dalam pengemasan produk.

(Turton, 1998)

2.3. Diagram alir kualitatif

2.4. Diagram alir kuantitatif

2.5. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat atau kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat peralatan dan menyimpan bahan baku. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik antara lain sebagai berikut.

a. Perluasan pabrik

Perluasan pabrik harus diperhitungkan sebelum masalah kebutuhan tempat menjadi masalah besar dimasa yang akan datang. Sejumlah area khusus harus dipersiapkan untuk perluasan pabrik jika dimungkinkan pabrik menambah kapasitas produksi atau ingin mengolah bahan baku sendiri.

b. Harga Tanah

Harga tanah merupakan faktor yang membatasi kemampuan penyediaan awal. Jika harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemanfaatan tanah. Pemakaian tempat harus disesuaikan terhadap area yang tersedia.

c. Kualitas, kuantitas dan letak bangunan

Kualitas, kuantitas dan letak bangunan harus memenuhi standar bangunan pabrik meliputi, kekuatan fisik maupun kelengkapannya, misalnya ventilasi, insulasi dan instalasi. Keteraturan dalam penempatan bangunan akan membantu kemudahan kerja dan perawatannya.

d. Faktor keamanan

Factor yang paling penting adalah keamanan. Walaupun telah dilengkapi dengan peralatan keamanan, seperti hidran, penahan ledakan, dan asuransi pabrik, langkah pencegahan harus tetap dilakukan. Misalnya tangki bahan baku, produk dan bahan bakar harus ditempatkan di area khusus dengan jarak antar ruang yang cukup sehingga dapat meminimalkan potensi terjainya ledakandan kebakaran.

e. Fasilitas jalan

Jalan raya yang berfungsi sebagai jalur pengangkutan bahan baku, produk dan bahan-bahan lainnya sangat diperlukan. Penempatan jalan tidak boleh mengganggu proses dan kelancaran distribusi.

2.6. Tata Letak Alat Pabrik

Penentuan tata letak alat harus memperhatikan beberapa hal, antara lain penyusunan alat proses harus saling berurutan berdasarkan urutan kerja dan fungsinya, kemudahan dalam pengecekan dan keselamatan kerja, serta kondisi operasi masing-masing alat. Untuk alat proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi ditempatkan terpisah dari alat proses lainnya serta harus mudah dijangkau oleh pemadam pemadam kebakaran.

Setiap alat harus ditempatkan di tempat yang cukup, sehingga mudah untuk pemeriksaan, perbaikan dan pemindahan alat guna menjamin keselamatan kerja. Pengaturan alat kontrol dilakukan pada ruang kendali (control room). Untuk kantor, produksi dan laboratorium ditempatkan berdekatan dengan area proses sehingga memudahkan untuk mengontrol dan mengawasi produksi.

2.7. Layout Area Pabrik

2.8. Layout Area Proses

2.9. Spesifikasi Alat Proses

1. Reaktor

Tugas : Tempat berlangsungnya reaksi oksidasi Oxylene (C_8H_{10}) dan Oksigen (O_2) menjadi Phthalic Anhydride dan Maleic Anhydride, dengan kecepatan umpan total 26314,51 kg/jam

Jenis : Reaktor Fixed Bed Multitube

Kondisi Operasi :

Tekanan masuk	= 3 atm
Tekanan keluar	= 2,997 atm
Suhu gas masuk	= 300 °C
Suhu gas keluar	= 399°C
Massa pendingin	= 10.000 kg/jam
Massa katalis	= 8007,558 kg
Pressure drop	= 0,003 atm

Ukuran pipa :

Diameter luar pipa	= 1,05 inch
Diameter dalam pipa	= 0,284 inch
Jumlah pipa	= 3000 tube
Susunan	= triangular pitch
Diameter dalam shell	= 119,37 inch
Jarak antar baffle	= 43,34 inch
Tebal tumpukan katalis	= 5,96 m
Jenis Bahan Reaktor	= Carbon steel
Jumlah Reaktor	= 1 buah

2. Separator

Tugas : Memisahkan komposisi gas N_2 , O_2 , dan CO_2 dari komposisi cair H_2O , C_8H_{10} , $C_8H_4O_3$ dan $C_4H_2O_3$ yang keluar dari CDP-01.

Type Alat : Vertikal Separator

Ukuran :

Diameter	= 1,8 m
Tinggi	= 5,414 m
Tebal dinding	= 0,01 cm
Tinggi tutup	= 0,286 m
Tebal tutup	= 0,00385 cm
Tinggi total	= 6,12 m
Bahan Konstruksi	= Baja Karbon
Jumlah	= 1 buah

3. Menara Distilasi

Tugas : Memisahkan komposisi cair H_2O , C_8H_{10} , dan $C_4H_2O_3$ dari komposisi cair $C_8H_4O_3$.

Type Alat : Vertikal Separator

Ukuran :

Diameter	= 3 m
Tinggi	= 12,8 m
Tinggi tutup	= 0,51 m
Tinggi total	= 13,9 m
Jumlah plate ideal	= 7
Jumlah plate actual	= 11
Jumlah plate minimum	= 2
Puncak Menara	
Tekanan	= 1 atm
Suhu	= 107 C

Umpan

Tekanan = 1 atm

Suhu = 108 C

Dasar Menara

Tekanan = 1,1 atm

Suhu = 283,6 C

Plate Umpan = 8

Bahan Konstruksi = Baja Karbon

Jumlah = 1 buah

4. Vaporizer

Tugas : Menguapkan oxylene sebanyak 4071,9 kg/jam pada tekanan 3,1 bar dengan media pemanas Dowtherm A pada 603 K.

Type Alat : Selongsong dan Tabung

Beban Panas = 2.648.331,14 kJ/jam

Ukuran alat:

Ids = 0,3048 m

Jumlah tabung = 109

Pass = 1

Panjang tabung = 3,6576 m

Susunan tabung = $\frac{3}{4}$ in pada 15/16 in triangular pitch

Luas perpindahan = 23,86 m²

Massa Dowtherm = 7703,8 kg/jam

Koefisien perpindahan panas:

ho = 6,81 kJ/m².s.K

hio = 1,34346 kJ/m².s.K

Uc = 8,28574 kJ/m².s.K

Pressure drop shell = 0,001 bar

Jumlah = 1

Bahan Konstruksi = Carbon Steel

5. Kompresor

Fungsi	: Menekan udara dari 1,01325 bar sampai 3,1 bar.
Type	: Kompresor Centrifugal
Kapasitas	= 4209,3693 Nm ³ /jam
Jumlah stage	= 1 stage
Daya	= 200 HP
Tekanan masuk	= 1,01325 bar
Tekanan keluar	= 3,1 bar
Suhu masuk	= 308 K
Suhu keluar	= 423,2 K
Bahan Kontruksi	= Carbon Steel

6. Heat Exchanger (HE-01)

Tugas : Memanaskan oxylene yang berasal dari vaporizer (VP-01), dari suhu 190°C menjadi suhu 300 °C dengan pemanas dowtherm A pada suhu 330 °C sampai suhu 310 °C.

Type Alat : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas HE	= 197947,656 kJ / jam
Luas Transfer Panas	= 14,01 m ²
Umpan dan Pemanas	:
Kecepatan Umpan Masuk	= 4.071,99 kg / jam
Kecepatan Dowtherm A	= 4.030,4 kg / jam
Tube	:
OD pipa	= 0,01905 m
ID pipa	= 0,014834 m
Shell	:
ID pipa	= 0,2032 m
nt	= 64 tube
Jumlah	= 1 buah
Bahan	= <i>Carbon Steel</i>

7. Heat Exchanger (HE-02)

Tugas : Memanaskan udara yang berasal dari compressor (C-01), dari suhu 150°C menjadi suhu 300 °C dengan pemanas dowtherm A pada suhu 330 °C sampai suhu 310 °C.

Type Alat : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas HE = 3470476,758 kJ / jam

Luas Transfer Panas = 67,51 m²

Umpan dan Pemanas :

Kecepatan Umpan Masuk = 22283,24 kg / jam

Kecepatan Dowtherm A = 70661,7 kg / jam

Tube :

OD pipa = 0,01905 m

ID pipa = 0,014834 m

Shell :

ID pipa = 0,5080 m

nt = 308 tube

Jumlah = 1 buah

Bahan = *Carbon Steel*

8. Expander

Tugas : Menurunkan tekanan gas keluaran reaktor dari 2,997 atm menjadi 1,382 atm.

Jenis : Turbo Expander

Entalpi = 4171,5 kJ/kmol

Tekanan masuk = 2,997 atm

Tekanan keluar = 1,382 atm

Suhu masuk = 672,27 K

Suhu keluar = 663,28 K

Kerja = 141574, 74 kJ/s

9. Cooler (CL-01)

Tugas : Medinginkan gas keluaran reaktor dari suhu 390°C menjadi suhu 300 °C dengan pendingin dowtherm A pada suhu 70 °C sampai suhu 149 °C.

Type Alat : Selongsong dan Tabung

Beban Panas = 1954976,255 kJ / jam

Luas Transfer Panas = 39,255 m²

Umpan dan Pemanas :

Kecepatan Umpan Masuk = 26314,510 kg / jam

Kecepatan Dowtherm A = 5920,22 kg / jam

Tube :

OD pipa = 0,01905 m

ID pipa = 0,014834 m

Shell :

ID pipa = 0,5080 m

nt = 269 tube

Jumlah = 1 buah

Bahan = *Carbon Steel*

10. Cooler (CL-02)

Tugas : Medinginkan gas keluaran separator dari suhu 224,5 °C menjadi suhu 108,2 °C dengan pendingin dowtherm A pada suhu 35 °C sampai suhu 149 °C.

Type Alat : Selongsong dan Tabung

Beban Panas = 1627807,531 kJ / jam

Luas Transfer Panas = 39,255 m²

Umpan dan Pemanas :

Kecepatan Umpan Masuk = 7747,845 kg / jam

Kecepatan Dowtherm A = 3415,34 kg / jam

Tube	:	
OD pipa	=	0,01905 m
ID pipa	=	0,014834 m
Shell	:	
ID pipa	=	0,5080 m
nt	=	269 tube
Jumlah	=	1 buah
Bahan	=	Carbon Steel

11. Kondensor Parsial

Tugas : Mengembunkan gas H_2O , C_8H_{10} , $C_8H_4O_3$ dan $C_4H_2O_3$ dari campuran gas N_2 , O_2 , dan CO_2 kecepatan umpan 26314,506 kg / jam

Type Alat : Selongsong dan Tabung

Beban Panas Condensor (Q_c) = 42681493,387 kg / jam

Luas Transfer Panas = 70,63 m^2

Umpan dan Pendingin :

Kecepatan umpan masuk = 26314,506 kg / jam

Kecepatan Dowtherm A pendingin = 255026,044 kg/jam

Ukuran alat:

Ids = 0,5588 m^2

Jumlah pipa = 242

Pass = 1

Panjang tabung = 4,8768 m

Susunan pipa = $\frac{3}{4}$ in pada 15/16 in triangular pitch

ho = 40,3123 $kJ/m^2 \cdot s \cdot K$

hio = 18,622 $kJ/m^2 \cdot s \cdot K$

Uc = 12,738 $kJ/m^2 \cdot s \cdot K$

Ud = 0,7922 $kJ/m^2 \cdot s \cdot K$

Rd terhitung = 1,1825 $m^2 \cdot s \cdot K/kJ$

Rd minimum = 0,8816 $m^2 \cdot s \cdot K/kJ$

Pressure drop shell = 0,000142 bar

Pressure drop tube = 0,083656 bar

Jumlah = 1

Bahan Konstruksi = *Carbon Steel*

12. Kondensor Total (CD-01)

Tugas : Mengembunkan gas H_2O , C_8H_{10} , dan $C_4H_2O_3$ dengan kecepatan umpan 6062,127 kg / jam

Type Alat : Selongsong dan Tabung

Beban Panas Condensor (Q_c) = 42681493,387 kg / jam

Luas Transfer Panas = 13,66 m²

Umpan dan Pendingin :

Kecepatan umpan masuk = 6062,127 6 kg / jam

Kecepatan Dowtherm A pendingin = 16581,9 kg/jam

Ukuran alat:

Ids = 0,6604 m²

Jumlah pipa = 555

Pass = 1

Panjang tabung = 3,6576 m

Susunan pipa = $\frac{3}{4}$ in pada 15/16 in triangular pitch

ho = 4,8245 kJ/m².s.K

hio = 5,68654 kJ/m².s.K

Uc = 12,61011 kJ/m².s.K

Ud = 0,93900 kJ/m².s.K

Rd terhitung = 9,08579 m².s.K/kJ

Rd minimum = 0,35267 m².s.K/kJ

Pressure drop shell = 0,00036397 bar

Pressure drop tube = 0,0013324 bar

Jumlah = 1

Bahan Konstruksi = *Carbon Steel*

13. Reboiler

Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar menara (MD-01)

Type Alat : Ketel Reboiler

Beban Panas Condensor (Q_c) = 15823843,73 kg / jam

Luas Transfer Panas = 417,511 m²

Umpan dan Pendingin :

Kecepatan umpan masuk = 48470,378 kg / jam

Kecepatan Dowtherm A pendingin = 161093,0054 kg/jam

Ukuran alat:

Ids = 1,37m²

Jumlah pipa = 2861

Pass = 1

Panjang tabung = 2,4384 m

Susunan pipa = ¾ in pada 15/16 in triangular pitch

ho = 44,43661 kJ/m².s.K

hio = 1,49729 kJ/m².s.K

Uc = 1,44848 kJ/m².s.K

Ud = 0,4846159 kJ/m².s.K

Rd terhitung = 1,37311 m².s.K/kJ

Rd minimum = 0,35267 m².s.K/kJ

Pressure drop shell = 0,00006397 bar

Pressure drop tube = 0,00015 bar

Jumlah = 1

Bahan Konstruksi = *Carbon Steel*

14. Akumulator

Tugas : Menampung embunan yang berasal dari kondensor dengan kecepatan umpan 6062,127 kg / jam

Type Alat : Tangki Silinder Horisontal

Volume Embunan = 2,56754 m³

Volume Akumulator = 814,0163 gall

Ukuran Alat

Diameter = 1 m

Panjang = 3 m

Tebal Shell = 0,003333 m

Tebal Penutup = 0,003175 m

Panjang Total = 3,39 m

15. Flaker

Tugas : Mendinginkan phthalic anhydride keluaran Reboiler suhu 283,5 °C menjadi suhu 35 °C dengan kecepatan umpan 5017,5 kg / jam

Type Alat : Tangki Silinder Horisontal

Beban Panas = 1580,3748 m³

Massa Pendingin = 2641,46 kg/jam

Ukuran Alat

Diameter = 1,2192 m

Panjang = 3,048 m

Ukuran Butir = 1,18 mm

LMTD = 55,524 K

16. Screw Conveyor

Tugas	: Mengangkut phthalic anhydride sebanyak 5017,5 kg / jam
Type Alat	: Belt Conveyot
Kapasitas	= 32 ton/jam
Lebar Belt	= 14 inch
Panjang Belt	= 30 m
Kecepatan	= 30,5 m/menit
Daya Penggerak	= 3,35 HP
Motor Standar	= 3,5 HP
Bahan	= <i>Carbon Steel</i>

17. Bucket Elevator

Tugas	: Mengangkat phthalic anhydride sebanyak 5017,5 kg / jam
Type Alat	: Bucket Conveyot
Kapasitas	= 14 ton/jam
Lebar Belt	= 7 inch
Tinggi Belt	= 29 m
Kecepatan	= 68,6 m/menit
Daya Penggerak	= 1,5 HP
Motor Standar	= 1,5 HP
Bahan	= <i>Carbon Steel</i>

18. Tangki Penyimpan (T-01)

Tugas	: Menyimpan bahan baku oxylen selama 20 hari
Type Alat	: Tangki Silinder Tegak
Volume Bahan	= 2368,5 m ³
Volume Tangki	= 1421,1 m ³
Ukuran Tangki	
Diameter	= 13,716 m
Tinggi	= 10,913 m
Jumlah	= 2 tangki

19. Silo

Tugas	: Menyimpan produk phthalic anhydride selama 15 hari
Type Alat	: Tangki Silinder Tegak bagian bawah Kerucut
Volume Bahan	= 1195,97 m ³
Volume Tangki	= 1435,17 m ³
Ukuran Tangki	
Diameter	= 7,4602 m
Tinggi Kerucut	= 6,46 m
Tinggi Total	= 28,84 m

20. Pompa (P-01)

Fungsi : Memompa bahan baku O-xylene dari tangki unit pembelian ke tangki penyimpan (T-01)

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

NPS	= 5 in
Sch. No.	= 40
OD	= 0,1413 m
ID	= 0,1282 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas Pompa	= 0,0133 m ³ /s
Head Pompa	= 9,3 m
Putaran Pompa	= 475 rotasi/menit
Kecepatan Spesifik	= 0,1947 rad
Kekasaran relative	= 0,0004
Kecepatan linier	= 1,033 m/s
Bilangan Reynold	= 29282
NPSH	= 52,633 m
Motor Standar	= 0,5 HP
Jumlah Pompa	= 4

21. Pompa (P-02)

Fungsi : Memompa Oxylene dari Tangki (T-01) ke Vaporizer (VP-01)

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

NPS	= 2,5 in
Sch. No.	= 40
OD	= 0,07303 m
ID	= 0,06271 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas Pompa	= 0,00329 m ³ /s
Head Pompa	= 61,9952 m
Putaran Pompa	= 1710 rotasi/menit
Kecepatan Spesifik	= 0,07979 rad
Kekasaran relative	= 0,00073
Kecepatan linier	= 1,06615 m/s
Bilangan Reynold	= 34526
NPSH	= 29,8295 m
Motor Standar	= 3HP
Jumlah Pompa	= 2

22. Pompa (P-03)

Fungsi : Memompa cairan keluaran CL-02 ke MD-01

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

NPS	= 3 in
Sch. No.	= 40
OD	= 0,0889 m
ID	= 0,07793 m

Spesifikasi Pompa:	
Kapasitas Pompa	= 0,00538 m ³ /s
Head Pompa	= 0,42947 m
Putaran Pompa	= 1710 rotasi/menit
Kecepatan Spesifik	= 4,47088 rad
Kekasaran relative	= 0,00059
Kecepatan linier	= 1,1 m/s
Bilangan Reynold	= 57161
NPSH	= 19,09 m
Motor Standar	= 0,5 HP
Jumlah Pompa	= 2

23. Pompa (P-04)

Fungsi : Memompa cairan keluaran dari akumulat ACC-01 ke puncak menara MD-01

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

NPS	= 3 in
Sch. No.	= 40
OD	= 0,0889 m
ID	= 0,07793 m

Spesifikasi Pompa:	
Kapasitas Pompa	= 0,00496 m ³ /s
Head Pompa	= 10,2144 m
Putaran Pompa	= 1710 rotasi/menit
Kecepatan Spesifik	= 0,39853 rad
Kekasaran relative	= 0,00059
Kecepatan linier	= 1 m/s

Bilangan Reynold	= 100821
NPSH	= 10,0691 m
Motor Standar	= 0,5 HP
Jumlah Pompa	= 2

24. Pompa (P-05)

Fungsi : Memompa produk phthalic anhydride menuju ke Flaker.

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

NPS	= 5 in
Sch. No.	= 40
OD	= 0,1413 m
ID	= 0,1282 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas Pompa	= 0,01443 m ³ /s
Head Pompa	= 8,3 m
Putaran Pompa	= 475 rotasi/menit
Kecepatan Spesifik	= 0,1547 rad
Kekasaran relative	= 0,00053
Kecepatan linier	= 1,0339 m/s
Bilangan Reynold	= 39282
NPSH	= 30,633 m
Motor Standar	= 0,5 HP
Jumlah Pompa	= 2

BAB III

NERACA MASSA DAN ENERGI

3.1. Neraca Massa

3.1.1. Reaktor

Tugas : Mereaksikan C₈H₁₀ dan O₂ menjadi C₈H₄O₃ dan C₄H₂O₃ dengan total konversi 90%.

Tabel 3.1. Neraca Massa Reaktor Basis 1000 kg/jam

Komponen	Input		Output	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C ₈ H ₁₀	990	9,339623	99	0,933962
O ₂	1126,807	28,01887	316,2322	7,004717
C ₈ H ₄ O ₃	-	-	1240,306	8,380443
C ₄ H ₂ O ₃	-	-	2,471264	0,025217
CO ₂	-	-	4,438189	0,100868
H ₂ O	106,5834	5,921302	560,943	31,1635
N ₂	4238,94	151,3907	4238,94	151,3907
Total	6462,33	194,6705	6462,33	198,9994

Tabel 3.2. Neraca Massa Reaktor Kapasitas 40.000 ton/tahun.

Komponen	Input		Output	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C ₈ H ₁₀	4031,264	38,0308	403,1264	3,80308
O ₂	4588,34	143,3856	1287,692	40,24039
C ₈ H ₄ O ₃	-	-	5050,505	34,12503
C ₄ H ₂ O ₃	-	-	10,06295	0,102683
CO ₂	-	-	18,07223	0,410733
H ₂ O	434,0061	24,11145	2284,151	126,8973
N ₂	17260,9	616,4606	17260,9	616,4606
Total	26314,51	821,9884	26314,51	822,0398

3.1.2. Separator

Tugas : Memisahkan campuran uap dan cairan.

Tabel 3.3. Neraca Massa Basis 1000 kg/jam

Komponen	Input		Output			
			Hasil Atas		Hasil Bawah	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C ₈ H ₁₀	99	0,933962	-	-	99	0,933962
O ₂	316,2322	7,004717	316,2322	7,004717	-	-
C ₈ H ₄ O ₃	1240,306	8,380443	-	-	1240,306	8,380443
C ₄ H ₂ O ₃	2,471264	0,025217	-	-	2,471264	0,025217
CO ₂	4,438189	0,100868	4,438189	0,100868	-	-
H ₂ O	560,943	31,1635	-	-	560,943	31,1635
N ₂	4238,94	151,3907	4238,94	151,3907	-	-
Total	6462,33	198,9994	5219,553	190,5938	1902,72	40,503

Tabel 3.4. Neraca Massa Kapasitas 40.000 ton/tahun.

Komponen	Input		Output			
			Hasil Atas		Hasil Bawah	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C ₈ H ₁₀	403.12644	3.8030797			403.12644	3.80307966
O ₂	1287.6923	40.240386	1287.6923	40.240386		
C ₈ H ₄ O ₃	5050.505	34.125034			5050.505	34.1250338
C ₄ H ₂ O ₃	10.062949	0.1026832			10.062949	0.10268315
CO ₂	18.072235	0.4107326	18.072235	0.4107326		
H ₂ O	2284.1511	126.89728			2284.1511	126.897283
N ₂	17260.896	616.46059	17260.896	616.46059		
Total	26314.506	822.03978	18566.661	657.1117	7747.8455	164.92808

3.1.3. Menara Distilasi

Tugas : Memisahkan campuran cairan berdasarkan titik didih cairan.

Tabel 3.5. Neraca Massa Basis 1000 kg/jam

Komponen	Input		Output			
			Hasil Atas		Hasil Bawah	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C8H4O3	1240.3056	8.3804434			1240.3056	8.3804434
C4H2O3	2.4712642	0.025217	2.4712642	0.025217		
C8H10	99	0.9339623	99	0.9339623		
H2O	560.94301	31.1635	560.94301	31.1635		
Total	1902.7199	40.503123	662.41427	32.12268	1240.3056	8.3804434

Tabel 3.6. Neraca Massa Kapasitas 40.000 ton/tahun.

Komponen	Input		Output			
			Hasil Atas		Hasil Bawah	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C8H4O3	5050.505	34.125034			5050.505	34.1250338
C4H2O3	10.062949	0.1026832	10.062949	0.1026832		
C8H10	403.12644	3.8030797	403.12644	3.8030797		
H2O	2284.1511	126.89728	2284.1511	126.89728		
Total	7747.8455	164.92808	2697.3405	130.80305	5050.505	34.1250338

3.2. Neraca Energi

3.2.1. Vaporizer

Tabel 3.7. Neraca Panas Vaporizer

Komponen	BM	Massa	Panas Masuk	Panas Keluar
		kg/jam	kJ/kg	kJ/kg
C8H10	106	4031.264	40574.67216	1314619.378
H2O	18	40.72	426.19588	13806.76752
Dowtherm A	166	7703.8	5756664.55	3114261.15
TOTAL		11775.784	5797665.418	4442687.296

3.2.2. Heat Exchanger (HE-01)

Tabel 3.8. Neraca Panas HE-01

Komponen	BM	Massa	Panas Masuk	Panas Keluar
		kg/jam	kJ/kg	kJ/kg
C8H10	106	4031.264	1338964.181	2231606.969
H2O	18	40.72	14064.46404	23437.414
Dowtherm A	166	7703.8	5756664.55	5379178.35
TOTAL		11775.784	7109693.195	7634222.733

3.2.3. Heat Exchanger (HE-02)

Tabel 3.9. Neraca Panas HE-02

Komponen	BM	Massa	Panas Masuk	Panas Keluar
		kg/jam	kJ/kg	kJ/kg
N2	28	17260.88	2287066.6	5031546.52
O2	32	4588.16	510432.8	1122952.16
H2O	18	433.998	97649.55	214829.01
Dowtherm A	166	70661.7	52801955.33	49339532.03
TOTAL		75683.858	53410037.68	50677313.2

3.2.4. Cooler (CL-01)

Tabel 3.10. Neraca Panas CL-01

Komponen	BM	Massa	Panas Masuk	Panas Keluar
		kg/jam	kJ/kg	kJ/kg
N2	28	17260.88	7371258.804	5553688.14
O2	32	19726.72	7776273.024	5858835.84
CO2	44	27124.24	9801344.124	7384574.34
H2O	18	11096.28	8428345.918	6350123.637
C8H10	106	65344.76	49824399.33	37538931
C8H4O3	148	91236.08	52948859.03	39892975.98
C4H2O3	98	60413.08	47188656.79	35553097.58
Dowtherm A	166	5920.22	652704.255	1798562.836
TOTAL		298122.26	183991841.3	139930789.4

3.2.5. Cooler (CL-02)

Tabel 3.11. Neraca Panas CL-02

Komponen	BM	Massa	Panas Masuk	Panas Keluar
		kg/jam	kJ/kg	kJ/kg
H2O	18	2,284,151	2161784463	901556227
C8H10	106	403.126	103746.4917	43266.70733
C8H4O3	148	5050.505	523939.3887	218505.0483
C4H2O3	98	10.063	1666.281855	694.910528
Dowtherm A	166	3415.34	83675.83	1037580.292
TOTAL		2,293,030	2162497491	902856274

3.2.6. Reaktor

Tabel 3.12. Neraca Panas Reaktor

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
	kJ/kg	kJ/kg
Umpan	-6235566.38	
Reaksi	6420430.16	
Produk		245453.99
Panas dilepas		-60590.22
TOTAL	184863.78	245453.99

BAB IV

UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan air, steam, listrik, udara tekan, bahan bakar dan dowtherm A dimana keberadaannya sangat penting dan harus ada. Unit utilitas pabrik Phthalic Anhydride dengan kapasitas 40.000 ton/tahun ini meliputi pengadaan:

1. Air
2. Listrik
3. Bahan Bakar
4. Dowtherm A

4.1. Unit Penyedia Air

Dalam menentukan unit penyedia air, terlebih dahulu ditentukan kebutuhan air di pabrik sebagai berikut.

1. Air Pendingin

No.	Alat	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Cooler 01 (CL-01)	164683.826
Total		164683.826

2. Air Kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga

a. Air Kantor (Air minum dan sanitasi)

Dari Tabel. 2.9 Sularso, hal. 21 diketahui :

Air untuk kantor (air minum dan sanitasi) sebanyak 100-120 liter/hari tiap orang. Dirancang untuk memenuhi 125 orang. Maka dapat ditentukan kebutuhan air kantor sebagai berikut.

$$\begin{aligned}\text{Air Kantor} &= 120 \frac{\text{Liter}}{\text{Hari.Orang}} \times 125 \text{ orang} \\ &= 15.000 \text{ L/hari} \\ &= 625 \text{ L/jam}\end{aligned}$$

b. Air untuk layanan umum dan hidran

Dari Sularso, hal 22 diketahui air hidran sebanyak 130-260 liter/menit.

Kemudian dirancang akan digunakan selama 6 jam, maka :

$$\begin{aligned}\text{Air hidran} &= 260 \frac{\text{Liter}}{\text{Menit}} \times 60 \frac{\text{Menit}}{\text{Jam}} \times 6 \text{ jam} \\ &= 93.600 \text{ L} = 93.193 \text{ kg}\end{aligned}$$

Diasumsikan waktu tinggal selama 30 hari.

$$\text{Kebutuhan air} = \frac{93.193 \text{ kg}}{720 \text{ jam}} = 129,43 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

c. Air kebutuhan lain-lain

Kebutuhan lain-lain dalam pabrik antara lain sebagai berikut.

$$\text{Laboratorium} = 50 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\text{Taman (10\% dari Air Kantor)} = 62 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\text{Bengkel (10\% dari Air Kantor)} = 62 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\text{Poliklinik} = 100 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\text{Kantin dan Mushola} = 100 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\text{Maka total kebutuhan lain-lain sebesar } 374,46 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Dari perhitungan tersebut didapatkan total kebutuhan air meliputi air kantor, kebutuhan umum dan hidran dan air lain-lain sebesar 166.252 kg/jam. Kemudian untuk menentukan air make up yang harus disediakan akan dihitung kebutuhan air yang hilang. Air yang hilang atau terpakai adalah air hidran dan kebutuhan lain-lain sebesar $504 \frac{kg}{jam}$ dan air kebutuhan kantor sebesar $622 \frac{kg}{jam}$. Maka didapatkan kebutuhan air make up yang harus disediakan. Air make up adalah air yang harus ditambahkan saat ada air yang terbuang. Air yang dibeli 20% berlebih dari kebutuhan air make up. Maka air make up yang harus disediakan sebesar $1351,4 \frac{kg}{jam}$. Kebutuhan air ini dipenuhi oleh PT. Krakatau Tirta Industri.

4.2. Kebutuhan Listrik

Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak alat-alat proses misalnya pompa dan lain-lain, selain itu listrik digunakan juga untuk penerangan. Kebutuhan listrik total sebesar 307 kWh. Kebutuhan listrik ini dienuhi oleh PLN. Apabila terjadi pemadaman atau hal lain, digunakan generator sebagai cadangan listrik berkekuatan 500 kW.

4.3. Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar propilen yang digunakan diperoleh dari unit pengolahan lanjut. Bahan bakar solar digunakan untuk menggerakkan generator. Kebutuhan solar untuk bahan bakar generator adalah sebanyak 10.800.000 L/tahun.

4.4. Dowtherm A

Dowtherm A adalah fluida yang dibuat oleh dow chemical yang bisa digunakan sebagai media pemanas atau media pendingin. Dalam perancangan ini Dowtherm A digunakan untuk pemanas dan pendingin mengikuti siklus sehingga didapatkan jumlah Dowtherm yang optimal. Total kebutuhan Dowtherm A pada perancangan pabrik ini sebesar 110.198,55 kg.

4.5. Diagram Alir Utilitas

4.6. Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak Penampung Air Bersih (BU-01)

Tugas	: Menampung air bersih dari PT Krakatau Tirta Industri
Jenis Alat	= Persegi Panjang dengan Penutup
Kecepatan Massa	= 15666,1 kg/jam
Volume	= 151,0522 m ³
Panjang	= 8,69 m
Lebar	= 4,35 m
Tinggi	= 8,69 m
Bahan	= Beton Bertulang
Jumlah	= 1

2. Bak Air Kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga

Tugas	: Menampung air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga
Jenis Alat	= Persegi Panjang
Kecepatan Massa	= 622,279 kg/jam
Volume	= 6 m ³
Panjang	= 1,73m
Lebar	= 0,87 m
Tinggi	= 4 m
Bahan	= Beton Bertulang
Jumlah	= 1

3. Tangki Bahan Bakar

Tugas	: Menyimpan bahan bakar fuel oil untuk persediaan 15 hari sebagai bahan baku furnace
Tinggi	= 4,17 m
Diameter	= 4,52 m
Bahan Konstruksi	= Baja Karbon
Jumlah	= 1

4. Furnace

Tugas	: Memanaskan Dowtherm A
Jenis Alat	= Furnace
Beban Panas	= 12638812,1 kJ/jam
L. Perpindahan Panas	= 360,2 m ²
Diameter pipa	= 0,07 m
Panjang Pipa	= 10 ft
Jumlah pipa	= 579 pipa
Jumlah	= 1

5. Cooling Tower (CT-01)

Tugas	: Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasi kembali dengan cara mengontakkan air dengan udara.
Jenis Alat	= <i>Induced draft fan</i>
Kecepatan air	= 164683,83 kg/jam
Panjang	= 6,2 m
Lebar	= 6,2 m
Tinggi	= 9,1
Daya	= 20 HP
Jumlah	= 1

6. Cooler (CL-03)

Tugas	: Mendinginkan Dowtherm A proses dari 469 K menjadi 313 K
Type Alat	: Selongsong dan Tabung
Beban Panas	= 2427807,531 kJ / jam
Luas Transfer Panas	= 49,255 m ²
Umpan dan Pemanas :	
Kecepatan Umpan Masuk	= 25977,425 kg / jam
Kecepatan air	= 164683,83 kg / jam

Tube :		
OD pipa	=	0,01905 m
ID pipa	=	0,014834 m
Shell :		
ID pipa	=	0,5080 m
nt	=	289 tube
Jumlah	=	1 buah
Bahan	=	Carbon Steel

7. Pompa (P-01)

Fungsi : Memompa air dari bak air bersih ke bak penampung air.

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :		
NPS	=	5 in
Sch. No.	=	40
OD	=	0,0422 m
ID	=	0,0351 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas Pompa	=	0,001 m ³ /s
Head Pompa	=	4,033 m
Putaran Pompa	=	475 rotasi/menit
Kecepatan Spesifik	=	0,0973 rad
Kekasaran relative	=	0,0013
Kecepatan linier	=	0,9845 m/s
Bilangan Reynold	=	8363
NPSH	=	57,183 m
Motor Standar	=	0,5 HP
Jumlah Pompa	=	2

8. Pompa (P-02)

Fungsi : Memompa air dari Cooling Tower ke CL-03.

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

NPS	= 2,5 in
Sch. No.	= 40
OD	= 0,0889 m
ID	= 0,07793 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas Pompa	= 0,0046 m ³ /s
Head Pompa	= 6,4 m
Putaran Pompa	= 1710 rotasi/menit
Kecepatan Spesifik	= 0,62441 rad
Kekasaran relative	= 0,00059
Kecepatan linier	= 0,96349 m/s
Bilangan Reynold	= 1626
NPSH	= 9,29 m
Motor Standar	= 1,5 HP
Jumlah Pompa	= 2

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

5.1. Bentuk Badan Usaha

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yaitu perusahaan yang terdiri dari pemegang saham dan berbentuk badan hukum. Dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas adalah sebagai berikut:

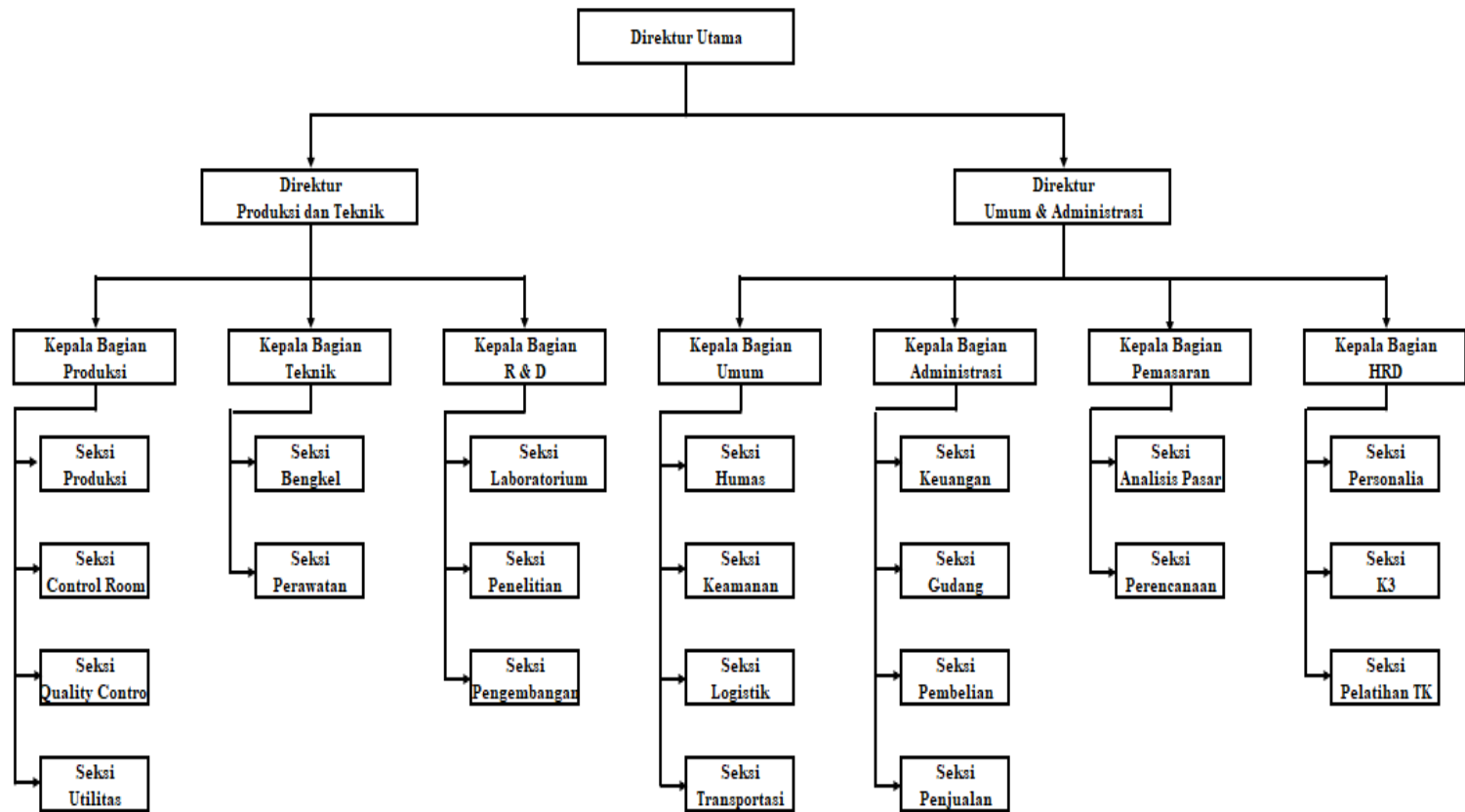
1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin sebab tidak tergantung pada pemegang saham, dimana pemegang saham dapat berganti-ganti.
2. Pemegang saham memiliki tanggung jawab yang terbatas terhadap adanya hutang-hutang perusahaan. Ini berarti resiko pemegang saham hanya terbatas sampai besarnya modal yang disetorkan.
3. Dapat memperluas lapangan usaha karena lebih mudah memperoleh tambahan modal dengan menjual saham-saham baru.
4. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual saham kepada orang lain.
5. Manajemen dan sosialisasi yang baik memungkinkan pengelolaan sumber-sumber modal secara efisien.
6. Pemegang saham melalui rapat umum dapat memilih Dewan Direksi yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dan dibantu oleh manajer-manajer. Direktur dipilih oleh rapat umum anggota, yang dipilih menjadi direktur tidak selalu orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu akuntan pabrik apabila perusahaan tidak berjalan sebagaimana mestinya. Direksi dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham setelah masa jabatan habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham.

5.2. Struktur Organisasi

Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem staff and line organization (sistem garis). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan asaja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, ke kepala seksi, diteruskan ke karyawan-karyawan dibawahnya dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas member saran kepada direktur. Kelebihan pada system organisasi ini adalah sebagai berikut:

1. Adanya kesatuan dalam pimpinan dari perintah karena adanya pembagian kewenangan dan kekuasaan yang jelas.
2. Pimpinan dapat lebih cepat mengambil keputusan dan lebih cepat dalam pemberian perintah, sebab perintah tersebut dapat diberikan secara langsung kepada bawahan yang bersangkutan.
3. Mengingat biaya, sebab pimpinan berbagai kegiatan hanya dipegang oleh satu orang saja.



Gambar 5.1 Struktr Organisasi

5.3. Rencana Kerja

Pabrik phthalic anhydride direncanakan memiliki pekerja sebanyak 199 orang dan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja 330 hari selama setahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu :

a. Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah kepala seksi ke atas dan semua karyawan bagian umum.

Jam kerja yang berlaku untuk karyawan *non* produksi dalam seminggu adalah 5 hari dengan jumlah kerja maksimum 45 jam selama seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja. Adapun jam kerja untuk karyawan *non* produksi dapat diatur dengan perincian sebagai berikut:

Hari Senin – Jumat : pukul 08.00 – 17.00 WIB

Hari Sabtu : libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut:

Selain hari Jumat : pukul 12.00 – 13.00 WIB

Hari Jumat : pukul 11.30 – 13.00 WIB

Hari Minggu dan hari libur hari besar semua karyawan *non shift* libur.

b. Karyawan shift

Merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi.

Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian *shift* dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan 1 regu libur. Adapun jam kerja *shift* dalam 1 hari diatur dalam 3 *shift* sebagai berikut :


Shift I	: Pukul 07:00 – 15:00
Shift II	: Pukul 15:00 – 23:00
Shift III	: Pukul 23:00 – 07:00

Jam kerja *shift* berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian *shift* setiap 3 hari kerja sekali. Pada Hari Minggu dan hari libur hari besar semua karyawan *shift* tidak libur. Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian proses kontrol, dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian *shift* seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapat cuti selama 12 hari tiap tahunnya.

Table 5.1. Jadwal kerja karyawan shift

REGU	HARI														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I
B		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
C	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
D	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	

REGU	HARI														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
B	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
C	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	
D	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I

Keterangan : 1,2,3, dst : hari ke-
 A, B, C, dst : kelompok kerja *shift*
 : libur
 I : pukul 07:00 – 15:00
 II : pukul 15:30 – 23:30
 III : pukul 23:30 – 07:30

A. Rincian Karyawan shift

Tabel 5.2. Perhitungan Jumlah Karyawan Shift Tenaga Keamanan

Lokasi	Jumlah Karyawan	Jumlah Regu	Karyawan Total
Gerbang masuk	4	4	16
Total			16

Tabel 5.3. Perhitungan Jumlah Karyawan Shift Bagian Produksi

No	Alat	Konversi	Jumlah Alat	Jumlah Regu	Jumlah Karyawan
Alat Besar					
1	R – 01	0.5	1	4	2
	MD – 01	0.25	1	4	1
	SP – 01	0.25	1	4	1
Alat Kecil					
2	HE – 01	0.25	1	4	1
	HE – 02	0.25	1	4	1
	CL – 01	0.25	1	4	1
	CL – 02	0.25	1	4	1
	VP – 01	0.25	1	4	1
	CD – 01	0.25	1	4	1
	RB – 01	0.25	1	4	1
	CDP - 01	0.25	1	4	1
	FL – 01	0.25	1	4	1
	P – 01	0.25	1	4	1
	P – 02	0.25	1	4	1
	P – 03	0.25	1	4	1
Utilitas					
5	F – 01	0.25	1	4	1
	CL – 03	0.25	1	4	1
	P – 04	0.25	1	4	1
7	UPL	0.25	1	4	1
TOTAL					20

Tabel 5.4. Perhitungan Jumlah Karyawan Shift Pendukung

No	Bidang	Jumlah Tenaga	Jumlah Regu	Jumlah Karyawan
1	Quality Control	2	4	8
2	Operator	2	4	8
3	K3	2	4	8
TOTAL				24

B. Rincian Karyawan non-shift

Tabel 5.5. Perhitungan Jumlah Karyawan *non-Shift*

Jumlah Tenaga Kerja		
Karyawan Non Shift		Jumlah Karyawan (orang)
No. / Angka	Jabatan	
A.	Direktur Utama	1
1	Sekretaris Direktur Utama	1
2	Staff Direktur Utama	1
B.	Direktur	
1	Direktur Produksi & Teknik	1
2	Staff Direktur Produksi & Teknik	1
3	Direktur Umum dan Administrasi	1
4	Staff Direktur Umum dan Administrasi	1
C.	Kepala Bagian (Kabag)	
1	Kabag Produksi & Logistik	1
2	Kabag Teknik	1
3	Kabag Research & Development	1
5	Kabag Umum	1
6	Kabag Administrasi	1
7	Kabag Pemasaran	1
8	Kabag HRD	1
D.	Kepala Seksi (Kasi)	
1	Kasi Produksi	1
2	Kasi Control Room	1
3	Kasi Quality Control	1
4	Kasi Utilitas dan PL	1
5	Kasi Instrumentasi Listrik	1
6	Kasi Perawatan & Pemeliharaan Pabrik	1

7	Kasi Laboratorium	1
8	Kasi Penelitian & Pengembangan	1
9	Kasi Humas	1
10	Kasi Keamanan	1
11	Kasi Logistik & Transporasi	1
12	Kasi Gudang	1
13	Kasi Keuangan	1
14	Kasi Pembelian & Penjualan	1
15	Kasi Analisis Pasar	1
16	Kasi Perancangan	1
17	Kasi K3	1
18	Kasi Personalia	1
19	Kasi Pelatihan Tenaga Kerja	1
E.	Staff	
1	Staff Kasi Produksi	1
2	Staff Kasi Control Room	1
3	Staff Kasi Quality Control	1
4	Staff Kasi Utilitas & Pengolahan Limbah	1
5	Staff Kasi Instrumentasi Listrik	1
6	Staff Kasi Perawatan & Pemeliharaan	1
7	Staff Kasi Laboratorium	1
8	Staff Kasi Penelitian & Pengembangan	1
9	Staff Kasi Humas	1
10	Staff Kasi Keamanan	1
11	Staff Kasi Logistik & Transporasi	1
12	Staff Kasi Gudang	1
13	Staff Kasi Keuangan	1
14	Staff Kasi Pembelian & Penjualan	1
15	Staff Kasi Analisis Pasar	1
16	Staff Kasi Perancangan	1
17	Staff Kasi K3	1
18	Staff Kasi Personalia	1
19	Staff Kasi Pelatihan Tenaga Kerja	1

F.	Medis	
1	Dokter	2
2	Perawat	2
3	Driver	6
Jumlah Total		62

Dari perhitungan diatas didapatkan jumlah total karyawan *shift* dan *non-shift*. Total karyawan adalah **122** tenaga kerja.

5.4. Sistem Penggajian Karyawan

Penggajian karyawan didasarkan atas pertimbangan sebagai berikut:

- a. Segi/tingkat pendidikan
- b. Segi pengalaman kerja/keahlian dan masa kerja
- c. Segi lingkungan yang berhubungan dengan resiko kerja

5.5. Jaminan Sosial

Sebagai sarana kesejahteraan, maka kepada seluruh karyawan pabrik disamping menerima gaji perbulannya, juga diberikan jaminan sosial.

Jaminan sosial tersebut seperti di bawah ini :

- a. Tunjangan jabatan dan prestasi kerja
- b. Tunjangan istri dan anak
- c. Pakaian dinas 1 stel dan 1 pasang sepatu tiap tahun
- d. Jaminan sosial asuransi tenaga kerja
- e. Fasilitas olahraga, kesenian, rekreasi, pengobatan, ibadah, dan sarana transportasi tenaga kerja.

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Perhitungan evaluasi ekonomi pra rancangan pabrik phthalic anhydride penentuan harga alat, investasi biaya operasi, biaya manufacturing, dan analisis kelayakan. Untuk perkiraan harga alat digunakan sumber dari www.matche.com . Dengan mengambil indeks tahun 2014 sebesar 576,1 dan indeks tahun 2020 sebesar 574,4. Kurs Dollar Agustus 2020, US\$ 1 = Rp 14.700 (sumber: <https://www.bi.go.id>).

Harga jual produk phthalic anhydride sebesar Rp 20.094/ kg. Dan harga bahan baku Orthoxylyene sebesar Rp 14.700/kg. Sedangkan untuk harga katalis vanadium pentoksida sebesar 29.400/kg.

Evaluasi ekonomi digunakan sebagai dasar pengambilan keputusan apakah pabrik layak didirikan atau tidak. Selain itu juga untuk mengetahui apakah modal yang ditanamkan dapat kembali pada jangka waktu tertentu atau tidak, dengan demikian dapat diketahui apakah pabrik ini menarik atau tidak bagi investor untuk menanam modal pada pabrik.

6.1. Modal Investasi (*Capital Investment*)

1. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment (FCI) adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.

Tabel 6.1. *Fixed Capital Investment*

Komponen	\$	Rp
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	\$ 6,800,766.7083	Rp 68,915,533,633.46
<i>Contractor Fee (10%)</i>	\$ 680,076.671	Rp 6,202,398,027.01
<i>Contingency Cost (15%)</i>	\$ 1,020,115.006	Rp 7,580,708,699.68
<i>Fixed Capital (FC)</i>	\$ 8,500,958.3853	Rp 82,698,640,360.15

$$\begin{aligned} \text{Fixed Capital Investment} &= \$8.500.958,4 \times \text{Rp } 14.700 / \$ + \text{Rp}82.698.640.360,15 \\ &= \text{Rp } 207.662.728.624,42 \end{aligned}$$

2. Working Capital Investment

Working Capital Investment (WCI) adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Tabel 6.2. *Working Capital Investment*

Komponen	Biaya dalam Rp /bulan
<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 39,118,477,352.50
<i>In-Process Inventory</i>	Rp 79,544,490,314.29
<i>Product Inventory</i>	Rp 47,726,694,188.57
<i>Available Cash</i>	Rp 47,726,694,188.57
<i>Extended Credit</i>	Rp 106,059,320,419.05
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	Rp 320,175,676,462.98

$$\text{Total Working Capital (WC)} = \text{Rp } 320.175.676.462,98$$

6.2. Biaya Produksi

a. Manufacturing Cost (MC)

Manufacturing Cost (MC) adalah biaya yang berhubungan secara langsung dengan proses produksi.

Perusahaan mengambil kebijakan jam kerja sebagai berikut :

- Dalam 1 hari pabrik beroperasi selama 24 jam
- Dalam 1 tahun pabrik beroperasi 330 hari

Tabel 6.3. *Manufacturing Cost (MC)*

Komponen	Biaya dalam Rp /tahun
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 592,145,395,079.37
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 19,291,000,000.00
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 24,919,527,434.93
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 636,355,922,514.30

Total *Manufacturing Cost (MC)* = Rp 636,355,922,514.30

b. *General Expanse (GE)*

General Expanse adalah pengeluaran umum pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, seperti biaya administrasi, laboratorium, dan *research*.

Tabel 6.4. *General Expanse*

Komponen	Biaya dalam Rp /tahun
Administration	Rp22,272,457,288.00
Sales	Rp31,817,796,125.71
Research	Rp22,272,457,288.00
Finance	Rp10,556,768,101.75
<i>General Expanse (GE)</i>	Rp86,919,478,803.46

Total *General Expanse (GE)* = Rp86,919,478,803.46

6.3. Harga Jual

Harga jual produk ditentukan dari harga dasar dan keuntungan yang diinginkan. Harga dasar produk phthalic anhydride Rp 18.081,386/kg. Keuntungan yang diinginkan sebesar 10% sehingga diperoleh harga jual phthalic anhydride :

$$\text{Harga jual} = \text{Rp } 18.081,386/\text{kg} \times [100\% + 10\%] = \text{Rp } 19.890,07/\text{kg}$$

6.4. Analisa Keuntungan

$$\text{Keuntungan sebelum pajak} = \text{Rp.}72.327.540.131,76$$

$$\text{Keuntungan setelah pajak} = \text{Rp. } 57.862.032.105,42$$

6.5. Analisa Kelayakan

1. *Return on Investment* (ROI)

Return on Investment merupakan perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$\text{ROI sebelum pajak} = 34,8\%$$

$$\text{ROI sesudah pajak} = 27,9\%$$

2. *Pay Out Time* (POT)

Pay out time adalah waktu minimum yang dibutuhkan secara terorisitas untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan, atas dasar keuntungan setiap tahun setelah ditambah penyusutan.

$$\text{POT sebelum pajak} = 2,2 \text{ tahun}$$

$$\text{POT sesudah pajak} = 2,6 \text{ tahun}$$

3. *Break Even Point* (BEP)

Break Event Point BEP adalah kondisi dimana pabrik hanya mampu menjual % kapasitas produksi yang dimaksud, dan hasil penjualan yang diperoleh hanya mampu untuk membayar total biaya pengeluaran atau total *annual sales* sama dengan total biaya produksi. Maka pabrik tidak mendapat untung tetapi juga tidak mendapat rugi. Diperoleh BEP pada 47,9% kapasitas produksi.

4. *Shut Down Point* (SDP)

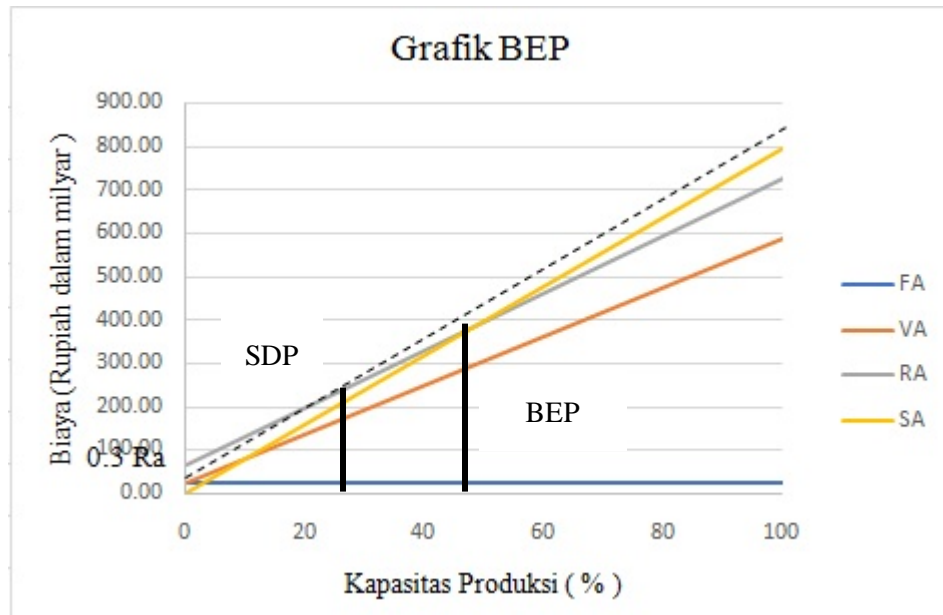
Shut Down Point (SDP) adalah kondisi di mana hasil penjualan produk pada (%) kapasitas yang dimaksud hanya mampu untuk membayar *fixed cost* dan tidak mampu membayar pengeluaran yang lain sehingga lebih baik pabrik tutup. SDP terjadi pada 29,9% kapasitas produksi.

5. *Discount Cash Flow Rate* (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate merupakan sistem perhitungan tingkat suku bunga dari suatu investasi (FCI dan *Working Capital*) yang diperoleh dari pendapatan berupa *cash flow* (*profit*, depresiasi, *finance*) yang dihitung per satu tahun dengan perhitungan bunga berganda dari tahun ke-10 ke tahun sekarang. Dengan cara trial and error diperoleh nilai DCFR sebesar 17%

Analisa Discounted Cash Flow Rate:

n (umur ekonomi pabrik)	= 10 tahun
<i>Fixed Capital</i> (FC)	= Rp 207.662.728.624,42
<i>Salvage value</i> (SV)	= Rp20.766.272,862
<i>Working Capital</i> (WC)	= Rp 320.175.676.462,98
<i>Cash flow</i> (CF)	= Rp89.185.073.069,6
<i>Interest</i> (i)	= 17%



Gambar 6.1. Grafik BEP dan SDP

BAB VII

KESIMPULAN

Berdasarkan perhitungan evaluasi ekonomi yang sudah dilakukan, pabrik phthalic anhydride tergolong *low risk* dengan beberapa nilai parameter sebagai berikut:

- a. Keuntungan yang diperoleh:
 - Sebelum pajak = Rp. 72.327.540.131,76
 - Setelah pajak = Rp. 57.862.032.105,42
- b. *Return of Investment* (ROI)
 - Sebelum pajak (ROI)_b = 34,8%
 - Setelah pajak (ROI)_a = 27,9%
- c. *Pay Out Time* (POT)
 - Sebelum pajak (POT)_b = 2,2 tahun
 - Setelah pajak (POT)_a = 2,6 tahun
- d. *Break Event Point* (BEP) = 47,9%
- e. *Shut Down Point* (SDP) = 29,9%
- f. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) = 17%

Berdasarkan nilai-nilai diatas, nilai ROI dan POT sudah memenuhi nilai yang ditetapkan untuk pabrik *low risk* dengan nilai ROI minimum 11% dan POT maksimum 5 tahun. Hal ini juga didukung dengan nilai DCFR sebesar 17% yang mana lebih besar dari bunga deposito bank di Indonesia yaitu sebesar 5,84%. Sehingga dapat disimpulkan bahwa pabrik phthalic anhydride dengan kapasitas 40.000 ton/tahun ini layak dipertimbangkan dari aspek teknis dan menarik secara ekonomi untuk dikaji lebih lanjut untuk pendiriannya di Indonesia.

DAFTAR PUSTAKA

- Hill, Charles G. 1977. *An Introduction to Chemical Enineering Kinetics and Reactor Design*. Canada: John Wiley & Sons, Inc.
- Turton, Richard, dkk. 2009. *Analysis Synthesis and Design Chemical Processes*. Boston: Pearson Education, Inc.
- Yaws, Carl L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. USA: The McGraw-Hill Companies, Inc
- Badan Pusat Statistik, "Data Impor *Phthalic Anhydride*" <https://www.bps.go.id> (diakses pada 4 November 2019)
- Mcketta.1991. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. Taylor & Francis Inc.
- Robin Smith. 2005. *Chemical Process Design & Integration*. University of Manchester.
- Brownell, L. E., and Young, E. H.,1959,"*Process Equipment Design*",John Weley & Sons, Inc., New York
- Coulson and Richardson's, 2005, *Chemical Engineering Design*, Vol 6, 4nded, Elsevier Butterworth-Heinemann, Oxford.
- Kern, D.Q., 1965, "*Process Heat Transfer*", McGraw Hill Book Co. Ltd., New York.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1981, "*Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*", John Wiley and Sons Inc., New York.
- Perry, R.H., and Chilton, C.H., 2008, "*Chemical Engineering's Handbook*", 8th ed., McGraw-Hill Book Kogakusha, Tokyo.
- Towler, dan Sinnott.2008. "*Chemical Engineering Design*". San Diego, Calofornia USA.

Wallas S.T. 1990. “*Chemical Process Equipment*”. Departmen of Chemical and Petroleum. University of Kansas. USA.

Ludwig, E.E.2001. “*Applied Process Design*”. Elsevier’s Science and Technology Department Oxford. UK.

Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, “*Chemical Engineering Cost Estimation*”, McGraw-Hill Book Company, New York.

<https://matche.com> (diakses pada tanggal 27 Juli 2020)

<https://alibaba.com> (diakses pada tanggal 27 Juli 2020)

<https://www.bi.go.id> (diakses pada tanggal 27 Juli 2020)

LAMPIRAN