

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

1.7 2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

a. Etilena

Sifat Fisik :

Rumus molekul	: C_2H_4
Wujud	: Cair
Berat molekul	: 28,054 kg/kmol
Titik didih	: $-103,75\text{ }^{\circ}C$
Titik leleh	: $-169,1^{\circ}C$
Densitas	: 577 kg/m^3
Viskositas	: $1,0 \times 10^{-5}\text{ Pa.s}$
Kapasitas panas	: 1,55 kJ/kg.K
Sifat korosif	: Tidak korosif
Sifat volatil	: Sangat volatil
Kelarutan	: Larut dalam air dan pelarut hidrokarbon

b. Butena

Sifat Fisik :

Rumus molekul	: C_4H_8
Wujud	: Cair
Berat molekul	: 56,1 kg/kmol
Titik didih	: $-6,1\text{ }^{\circ}C$
Titik leleh	: $1185,2\text{ }^{\circ}C$

Densitas	: 4,142 kg/m ³
Viskositas	: 0,2-0,25 Mpa.s
Kapasitas panas	: 2,2 kJ/kg.K
Sifat korosif	: Korosif bila terdapat air + CO ₂ , sulfur dan peroksida akibat oksidasi butena
Sifat volatil	: Sangat volatil dan mudah terbakar
Kelarutan	: Larut dalam air namun sangat rendah, larut baik dalam pelarut organik seperti heksana, heptana dan toluena.

c. Hidrogen

Sifat Fisik :

Rumus molekul	: H ₂
Berat molekul	: 2 g/kmol
Wujud	: Gas
Titik didih	: -252,7 °C
Titik leleh	: -259,7°C
Densitas	: 15,516 kg/m ³
Viskositas	: 8,9 x 10 ⁻⁶ Pa.s
Kapasitas panas	: 14,3 kJ/kg.K
Sifat korosif	: Tidak korosif
Sifat volatil	: Sangat volatil

d. Nitrogen

Sifat Fisik :

Rumus molekul	: N ₂
Berat molekul	: 28 kg/kmol

Wujud	: Gas
Titik didih	: -195,8 °C
Titik leleh	: -209,86 °C
Densitas	: 11,217 kg/m ³
Viskositas	: 17,8×10 ⁻⁶
Kapasitas panas	: 1,04 kJ/kg·K
Sifat korosif	: Tidak korosif, zat inert
Sifat volatil	: Sangat volatil
Kelarutan	: Sangat rendah

e. Katalis Ziegler-Natta

Sifat Fisik :

Rumus molekul	: TiCl ₄
Berat molekul	: 189,7 g/mol
Titik didih	: 136,4 °C
Densitas	: 1,73 g/cm ³
Viskositas	: 0,8–0,9 cP
Kapasitas panas	: 0,79 kJ/kg·K
Sifat korosif	: Sangat korosif
Sifat volatil	: Volatil, mudah menguap, <i>fuming</i>
Kelarutan	: Larut dalam hidrokarbon

f. TnOA

Sifat Fisik :

Rumus molekul	: C ₂₄ H ₅₁ Al
Berat molekul	: 366,66 kg/kmol

Wujud	: <i>Liquid</i>
Titik didih	: -126,4 °C
Titik lebur	: -40 °C
Densitas	: 0,833 g/ml
Viskositas	: 8–12 cP
Kapasitas panas	: ±2,0 kJ/kg·K
Sifat korosif	: Sangat reaktif, piroforik, terhidrolisis oleh air
Sifat volatil	: Volatil sedang, uap mudah terbakar
Kelarutan	: Larut dalam hidrokarbon, tidak larut & terurai oleh air

g. Spesifikasi Produk

Sifat Fisik :

<i>Density</i>	: >945 kg/m ³
<i>Melt Index</i>	: >1,1 g/10 min
<i>Elasticity modulus</i>	: 10000 MPa
<i>Tensile strenght</i>	: 22 MPa
<i>Ultimate elongation</i>	: Kurang dari sama dengan 350%
<i>Carbon black content</i>	: Kurang dari sama dengan 2.0 %
<i>Thermal stability</i>	: Kurang dari sama dengan 20 min
<i>Crystalline melting temperature</i>	: Kurang dari sama dengan 130 oC
<i>UV resistance</i>	: Sesuai untuk penggunaan di luar ruangan dan aplikasi yang mengalami paparan sinar matahari secara langsung.

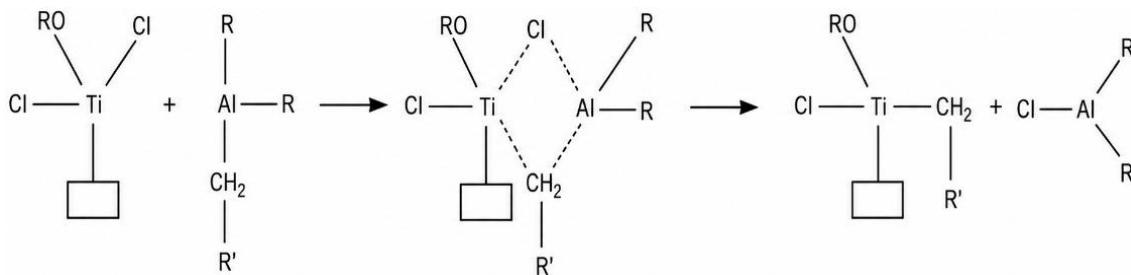
2.2 Konsep Proses

2.2.1 Dasar Reaksi

Proses prepolimerisasi adalah mereaksikan dan menghomogenkan bahan baku dan bahan penunjang seperti etilen, *hexane*, katalis cromium, ko-katalis TnOA, dan hidrogen yang berjalan selama jam dengan suhu 68°C. Pada proses unit prepolimerisasi ini terdapat reaksi yang terjadi melalui 3 tahap yaitu sebagai berikut :

a. Proses Pemicuan (Inisiasi)

Tahap inisiasi diawali dengan aktivasi katalis Ziegler–Natta oleh ko-katalis organoaluminium. Pada tahap ini terjadi pembentukan kompleks transisi yang diikuti dengan perpindahan gugus alkil dari atom aluminium ke atom titanium sehingga terbentuk spesies aktif berupa ikatan Ti–CH₂R'. Spesies aktif tersebut berfungsi sebagai pusat pertumbuhan rantai polimer pada tahap berikutnya. Proses inisiasi dapat dilihat pada Gambar 2.1 dibawah ini.



Gambar 2.1 Proses inisiasi

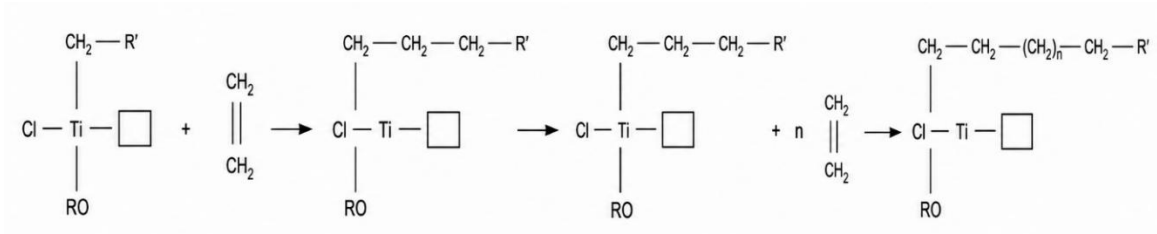
Active site ini dibangun melalui *alkilasi titanium* oleh senyawa *organoaluminium*



b. Proses Perambatan (Propagasi)

Tahap kedua adalah propagasi, yang merupakan tahap pertumbuhan rantai polimer. Molekul etilena berkoordinasi pada pusat aktif titanium, kemudian mengalami mekanisme *migratory insertion* ke dalam ikatan Ti–C. Setiap molekul etilena yang masuk akan menambah panjang rantai polimer sebanyak dua atom karbon, sementara atom titanium tetap berada pada ujung rantai sehingga proses pertumbuhan dapat berlangsung secara berulang.

Propagasi dengan absorpsi etilen pada *active site*. Proses propagasi dapat dilihat pada Gambar 2.2 dibawah ini.

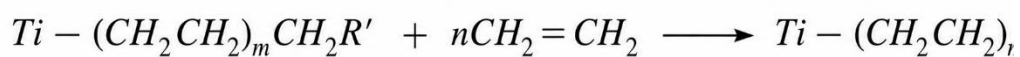


Gambar 2.2 Proses Propagasi

Penggabungan 2 monomer yang mempunyai radikal bebas dan sangat reaktif atau dapat cepat bereaksi dengan monomer (etilen) sehingga membentuk rantai yang lebih panjang dan radikal baru setiap tahapnya. Kehadiran OR membuat katalis kehilangan pengikat sehingga mereduksi aktivitas katalis. 1-Butene merupakan salah satu senyawa α -olefin yang umum digunakan sebagai comonomer dalam proses polimerisasi etilena. Penambahan 1-butene bertujuan untuk mengatur densitas polietilen melalui pengendalian jumlah comonomer yang terinkorporasi ke dalam rantai polimer. Variasi kandungan 1-butene akan menghasilkan kopolimer dengan karakteristik yang berbeda sehingga sifat fisik polietilen dapat disesuaikan dengan kebutuhan aplikasi tertentu (Hsieh & Randall, 1982, p. 353).

Pada kopolimer etilena-1-butena komersial, unit 1-butene umumnya terdistribusi sebagai cabang etil yang terisolasi (*isolated ethyl branches*). Keberadaan cabang pendek tersebut memengaruhi susunan rantai polimer sehingga berpengaruh terhadap tingkat kristalinitas, densitas, dan sifat mekanik material yang dihasilkan. Oleh karena itu, jumlah dan distribusi 1-butene yang terinkorporasi menjadi salah satu faktor penting dalam menentukan karakteristik akhir polietilen (Hsieh & Randall, 1982, p. 353).

Selain memengaruhi struktur molekul, distribusi comonomer di dalam rantai polimer juga dapat dikorelasikan dengan sifat fisik material, seperti densitas dan modulus lentur. Dengan demikian, penggunaan 1-butene sebagai comonomer memiliki peran penting dalam menghasilkan polietilen dengan sifat yang sesuai dengan spesifikasi produk yang diinginkan (Hsieh & Randall, 1982, p. 360)

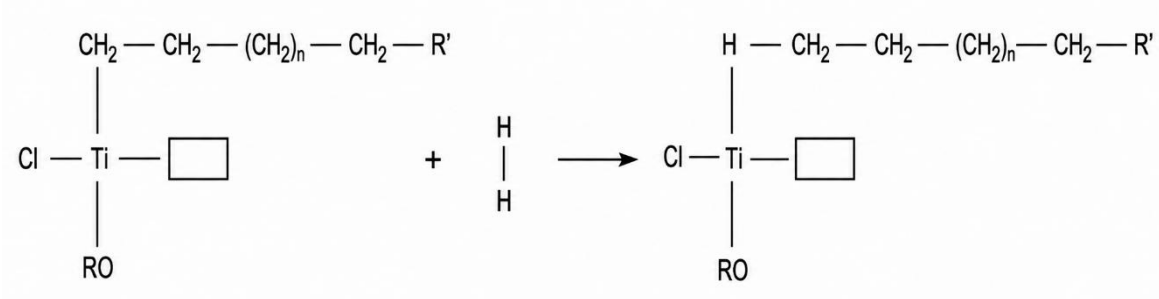


c. Proses Pengakhiran (Terminasi)

Tahap ketiga adalah terminasi, proses ini terjadi melalui mekanisme transfer rantai dengan hidrogen (*chain transfer to hydrogen*). Molekul hidrogen bereaksi dengan spesies aktif titanium-alkil sehingga ikatan Ti-C terputus. Salah satu atom hidrogen

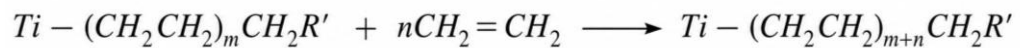
berpindah ke ujung rantai polimer membentuk polietilena jenuh, sedangkan atom hidrogen lainnya berikatan dengan titanium membentuk spesies Ti-H. Akibatnya, pertumbuhan rantai polimer berhenti (Abdoua et al., 2009).

Proses terminasi dapat dilihat pada Gambar 2.3 dibawah ini.



Gambar 2.3 Proses Terminasi

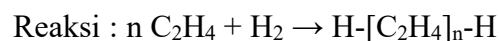
Proses ini merupakan proses penghentian dari reaksi polimerisasi. Pada tahap ini H₂ sebagai terminator karena radikal bebas lebih reaktif terhadap H.



2.2.2 Sifat Reaksi

2.2.2.1 Tinjauan Termodinamika

Termodinamika bertujuan untuk mengetahui sifat-sifat reaksi suatu proses yang dapat ditinjau dari entalpi pembentukan reaksi dan konstanta kesetimbangan reaksi. Untuk menentukan sifat reaksi suatu proses apakah eksotermis atau endotermis dan arah reaksi reversible atau irreversible, maka perlu dihitung dengan menggunakan panas pembentukan standar (ΔH_f^o) pada 1 atm dan 25°C dari reaktan dan produk. Reaksi pembentukan n-butil metakrilat adalah sebagai berikut:



Tabel 2.1 Tinjauan Termodinamika

Komponen	ΔH_r (kJ/mol)	ΔG_f (kJ/mol)
C ₂ H ₄	52,510	68,460
H ₂	0	0
C ₆ H ₁₄	-106,273	-308,920

$$\begin{aligned} \Delta H_{R(298,15)} &= \Sigma \Delta H_{r \text{ produk}} - \Sigma \Delta H_{r \text{ reaktan}} \\ &= (-106,273 - 52,510) \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$= -158,783 \text{ kJ/mol}$$

Diperoleh nilai $\Delta H_{Reaksi}(298,15 \text{ K})$ pada reaksi tersebut bernilai negatif, maka reaksi pembentukan polietilen bersifat eksotermis.

$$\begin{aligned}\Delta G_{R(298,15)} &= \Sigma \Delta G_r \text{ produk} - \Sigma \Delta G_r \text{ reaktan} \\ &= (-308,920 - 68,460) \text{ kJ/mol} \\ &= -377,380 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Diperoleh nilai ΔG_R (-377,380 kJ/mol) pada kedua reaksi tersebut bernilai negatif ($\Delta G_R < 0$), maka reaksi pembentukan polietilen berlangsung secara spontan.

$$\Delta G_{R(298,15)} = -RT \ln K$$

$$\ln K = -\frac{\Delta G_R}{RT}$$

$$\ln K = -\frac{-377,380 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \text{ kJ/mol.K} \cdot 298,15 \text{ K}}$$

$$\ln K = 152,242$$

$$K = 1,312 \times 10^{66}$$

Pada suhu operasi $68^\circ\text{C} = 341,15 \text{ K}$

$$\ln \frac{K}{K_{298,15}} = -\frac{\Delta H_r}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\ln \frac{K}{1,312 \times 10^{66}} = -\frac{-158,783 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \text{ kJ/mol.K}} \left(\frac{1}{341,15 \text{ K}} - \frac{1}{298,15 \text{ K}} \right)$$

$$\ln \frac{K}{1,312 \times 10^{66}} = 8,074$$

$$\frac{K}{1,312 \times 10^{66}} = 3209,528$$

$$K = 4,210 \times 10^{69}$$

Diperoleh K bernilai sangat besar ($K > 1$), maka reaksi bersifat irreversible (searah).

2.2.2.2 Tinjauan Kinetika

Tinjauan Kinetika dapat digunakan untuk menentukan nilai kecepatan laju reaksi. Data kecepatan laju reaksi dapat digunakan untuk perancangan reaktor. Laju reaksi kimia dipengaruhi oleh besarnya konsentrasi reaktan. Semakin besar konsentrasi reaktan yang digunakan, maka laju reaksi akan meningkat. Reaksi pembentukan n-butyl metakrilat dengan metode esterifikasi asam metakrilat dan butanol merupakan reaksi orde 2.

Laju tahap inisiasi dan pemutusan rantai berlangsung sangat cepat sehingga tahap propagasi menjadi tahap penentu laju polimerisasi. Persamaan laju polimerisasi dapat dituliskan sebagai berikut:

$$R_p = k_p [C^*][M]$$

Dimana:

R_p = laju polimerisasi (mol/L.s)

k_p = konstanta laju propagasi (L/mol.s)

$[C^*]$ = konsentrasi sisi aktif katalis (mol/L)

sisi aktif katalis = $1,5 \times 10^{-4}$ mol/mol $TiCl_4$

$[M]$ = konsentrasi monomer (mol/L)

Sehingga diperoleh:

$$[C^*] = \frac{n TiCl_4}{V TiCl_4} \times \text{sisi aktif katalis}$$

$$= \frac{100 \text{ mol}}{844,653 \text{ L}} \times 1,5 \cdot 10^{-4}$$

$$= 1,78 \cdot 10^{-5} \text{ mol/L}$$

$$[M] = 0,759 \text{ mol/L}$$

$$R_p = 242 \text{ L/mol.s} \times 1,78 \cdot 10^{-5} \text{ mol/L} \times 0,759 \text{ mol/L}$$

$$= 0,00326 \text{ mol/L.s}$$

2.3 Langkah Proses

Proses pembuatan HDPE yang menggunakan bahan baku asam metakrilat, butanol, asam sulfat, dan natrium hidroksida pada dasarnya dapat dilakukan dengan tahap-tahap sebagai berikut :

2.3.1 Tahap Aktivasi Katalis

Proses pada *Catalyst Activation Unit* (CAU) dimulai dengan memasukkan katalis kromium berbentuk serbuk berukuran 100–120 μm ke dalam *catalyst drum* atau aktivator. Katalis kemudian dipanaskan menggunakan *electric barrel heater* di bawah aliran nitrogen sebagai gas inert untuk mencegah oksidasi dini sekaligus menghilangkan kandungan air dan pengotor. Temperatur dinaikkan hingga mencapai kondisi aktivasi sesuai jenis katalis, yaitu sekitar 500 °C selama 8 jam untuk katalis tipe G-800 (*grade film*) dan 550 °C selama 10 jam untuk katalis tipe EP30X (*grade blow molding*).

Setelah temperatur operasi tercapai, aliran nitrogen digantikan dengan oksigen sehingga terjadi reaksi oksidasi yang mengubah Cr^{3+} menjadi Cr^{6+} dan membentuk situs aktif katalis. Gas yang diinjeksikan juga berfungsi memfluidisasi partikel katalis di dalam reaktor sehingga kontak gas–padatan dan distribusi panas berlangsung merata. Khusus untuk katalis EP30X dilakukan penambahan promotor *Butyl Iso-Propyl Titanate* (BiPT) untuk meningkatkan aktivitas katalis dan nilai *melt index* produk.

Setelah waktu aktivasi terpenuhi, sistem didinginkan secara bertahap hingga mencapai suhu kamar. Katalis yang telah aktif kemudian dikeluarkan dari aktivator, dimasukkan ke dalam *catalyst tote bin*, dan selanjutnya ditransfer ke unit *pre-polymerization* untuk digunakan pada proses produksi.

2.3.2 Tahap Pre-Polimerisasi

Tahap prepolimerisasi merupakan tahap awal dalam proses produksi HDPE yang bertujuan untuk membentuk sejumlah kecil polimer di sekitar permukaan partikel katalis sebelum memasuki reaktor utama. Berdasarkan Xie et al. (1994), tahap ini sangat penting dalam proses *gas phase polymerization* karena berfungsi untuk meningkatkan stabilitas morfologi katalis, mengurangi risiko terjadinya *local hot spot*, serta mencegah aglomerasi partikel pada saat katalis dengan aktivitas tinggi diumpankan ke reaktor *fluidized bed*. Selain itu, prepolimerisasi juga membantu menghasilkan distribusi katalis yang lebih merata di dalam reaktor utama sehingga proses polimerisasi berlangsung lebih stabil dan terkendali. Hasil dari tahap ini berupa *prepolymer slurry*, yaitu partikel katalis yang telah terlapisi lapisan awal polimer.

Pada tahap ini, katalis *Ziegler–Natta* dicampurkan terlebih dahulu dengan pelarut hidrokarbon, umumnya n-heksana, serta *cocatalyst* organoaluminium hingga membentuk campuran yang homogen. Setelah proses pencampuran selesai, monomer

etilena diumpangkan bersama sejumlah kecil hidrogen untuk mengontrol berat molekul polimer yang terbentuk. Reaksi berlangsung pada suhu sedang sekitar 50–70 °C dan tekanan rendah, dengan sistem pendingin yang digunakan untuk menjaga suhu reaksi tetap konstan karena reaksi bersifat eksotermis. Selama proses berlangsung, etilena mulai berpolimerisasi pada permukaan katalis sehingga terbentuk lapisan polimer awal yang menyelimuti partikel katalis. Prepolimer yang dihasilkan selanjutnya dikeringkan untuk menghilangkan sisa pelarut sebelum diumpangkan ke reaktor utama *fluidized bed* sebagai umpan proses polimerisasi lanjutan.

2.3.3 Tahap Polimerisasi

Tahap polimerisasi utama berlangsung di dalam reaktor *fluidized bed*, yang berfungsi untuk membentuk *powder* polietilena (HDPE *powder*) melalui reaksi polimerisasi fase gas. Berdasarkan Xie et al. (1994), reaktor ini dioperasikan pada suhu sekitar 75–110 °C dan tekanan 20–30 atm, sehingga kondisi operasi suhu 94 °C dan tekanan 20 barg masih sangat sesuai dengan literatur. Pada tahap ini, etilena sebagai monomer utama diumpangkan bersama hidrogen, gas inert seperti nitrogen, komonomer (misalnya 1-butena), serta prepolimer *powder* dari tahap sebelumnya. Gas-gas tersebut diinjeksikan dari bagian bawah reaktor untuk menghasilkan kondisi fluidisasi, sehingga partikel polimer tersuspensi dan bercampur secara merata di dalam reaktor. Sementara itu, prepolimer *powder* diumpangkan secara bertahap menggunakan gas nitrogen bertekanan tinggi sebagai *conveying gas* agar distribusi partikel tetap seragam dan untuk mencegah terjadinya aliran balik dari reaktor. Pengaturan laju alir dan tekanan parsial setiap komponen sangat penting karena akan memengaruhi laju pembentukan polimer, berat molekul, densitas, serta kualitas produk sesuai grade yang diinginkan.

Karena reaksi polimerisasi bersifat eksotermis, diperlukan sistem penghilangan panas untuk menjaga suhu reaktor tetap konstan dan mencegah terjadinya *hot spot* maupun aglomerasi partikel. Menurut jurnal, panas reaksi umumnya dihilangkan melalui sistem gas *recycle* yang dilengkapi *heat exchanger*, di mana gas yang keluar dari bagian atas reaktor didinginkan terlebih dahulu sebelum dikompresi dan dikembalikan ke dasar reaktor bersama aliran umpan segar. Selain berfungsi sebagai media pendingin, gas *recycle* juga membantu mempertahankan kondisi fluidisasi yang stabil di dalam bed. Partikel halus (*finer*) yang terbawa bersama gas keluar akan dipisahkan dan dikembalikan kembali ke reaktor untuk meminimalkan kehilangan produk. Setelah reaksi mencapai kondisi optimum, *powder* polietilena dikeluarkan

secara kontinu dari sisi atau bagian bawah reaktor menuju tahap pemisahan gas sisa dan penanganan produk lanjutan.

2.3.4 Tahap Pemurnian Polimer

Setelah proses polimerisasi di dalam reaktor fluidized bed mencapai kondisi operasi yang diinginkan, partikel *powder* polietilena dikeluarkan secara kontinu dari reaktor melalui sistem *product withdrawal*. Berdasarkan Xie et al. (1994), produk yang keluar dari reaktor masih dapat membawa sejumlah gas hidrokarbon yang belum bereaksi, seperti etilena, komonomer, hidrogen, dan gas inert. Oleh karena itu, diperlukan tahap pemisahan gas dari *powder* polimer sebelum produk dialirkan ke unit penyimpanan atau pemrosesan lanjutan. Pada tahap ini, gas yang terpisah dari partikel polimer dikembalikan ke sistem gas *recycle loop*, setelah terlebih dahulu melewati unit pemisahan partikel halus (*finer*) agar tidak terjadi kehilangan produk.

Gas *recycle* yang telah dipisahkan kemudian didinginkan melalui *heat exchanger* dan dikompresi kembali sebelum diumpankan ke bagian bawah reaktor bersama umpan segar. Sistem ini tidak hanya berfungsi untuk meningkatkan efisiensi penggunaan bahan baku, tetapi juga membantu menjaga kestabilan suhu dan kondisi fluidisasi di dalam reaktor. Sementara itu, *powder* polietilena yang telah terpisah dari gas sisa selanjutnya dialirkan menuju unit penyimpanan produk atau tahap *finishing* lanjutan.

2.3.5 Tahap Pembentukan dan Penambahan Zat Additiv

Unit ini berfungsi untuk mengubah *polyethylene powder* menjadi bentuk *pellet* dengan penambahan *additive*. *powder* dengan kualitas normal dari *Storage Bin* langsung masuk ke *Virgin powder Bin* oleh *Blower Air Boster* yang menggunakan udara bebas sebagai media transportasinya. Sedangkan *powder* tidak normal terlebih dulu disimpan dalam *Powder Surge Silo* yang selanjutnya baru dialirkan ke *Virgin powder Silo* dengan menggunakan *Blower* bertekanan 0,02 barg.

Dari *Virgin powder Silo* terdapat 3 arus keluaran yaitu 2 arus menuju *Master Batch Blender* dan 1 arus menuju *Virgin powder Weight Feeder*. Pada *Master Batch Blender* dimasukkan *additive* dengan jenis yang disesuaikan dengan produk yang dikehendaki. Penambahan aditif ini bertujuan untuk menjaga kualitas *pellet* dari kerusakan karena pengaruh suhu, anti slip, anti oksidan, dan lain-lain. Dalam *Master Batch Blender*, *powder* polimer dan *additive* akan dicampur menggunakan pengaduk

vertikal dan orbital agitator berdiameter 0,4 m dengan kecepatan 50 rpm selama 2 jam. Untuk menjaga suhu agar tidak melebihi 60°C, maka dialirkan *Cooling water* pada dinding jaket *Master Batch Blender* dengan suhu masuk 39°C dan suhu keluar 51°C dengan debit 7500 m³/jam. Tujuan pendinginan adalah agar *powder* tidak melebihi *melt point additive* (50°C – 60°C) sehingga saat pencampuran tidak meleleh. Selanjutnya *powder* dan *additive* yang sudah tercampur akan dialirkan ke *Master Batch Feeder*.

Polyethylene dari *Virgin Powder Feeder*, *powder* dari *Master Batch Feeder* dan *Rerun Pellet Feeder* secara bersama-sama masuk ke dalam *Feed Hopper Ekstruder* dengan menggunakan *Screw Conveying* untuk menjaga kontinuitas umpan yang masuk ke ekstruder. *Powder* dari *Feed Hopper Exstruder* akan masuk ke *Ekstruder* dengan tipe *twin screw* yang berputar secara *co-current* dengan kecepatan 224 rpm. Di dalam ekstruder terdapat 3 barel. Pada barel A, *virgin powder* dan *powder master batch* akan meleleh pada suhu 150-280°C karena adanya panas dari pemanas listrik. Pada barel B, campuran molten menjadi lebih homogen dan akan dihomogenkan lagi pada barel C. *Powder* yang sudah meleleh dialirkan ke *gear pump* yang menekan molten ke *die plate* yang berlubang (1030 lubang) sehingga molten yang keluar berbentuk seperti spageti, lalu dipotong oleh cutter yang mempunyai 12 mata pisau yang diputar motor dengan kecepatan 850-1000 rpm sehingga memotong molten menjadi bentuk *pellet*. Pisau tersebut berada dalam air (*under water cutter*) yang bersuhu 60-72°C dengan kecepatan alir 240 m/jam. Air tersebut berasal dari *Pellet Cooling water Cooler*. Selain sebagai pendingin *pellet*, air tersebut juga sebagai media transport *pellet* masuk ke *Pellet Filter* untuk dipisahkan airnya, kemudian air tersebut dikembalikan lagi ke *PCW Tank*. Selanjutnya *pellet* masuk ke *Spin Dryer* untuk menghilangkan air yang masih terkandung dalam *pellet*.

Pellet yang sudah kering masuk ke *Vibrating Classifier* yang mempunyai ukuran 12 mesh dan 32 mesh. Pada *Classifier* terjadi pemisahan *pellet* menurut ukurannya yaitu *over size*, *normal size*, dan *under size*. *Pellet* dengan ukuran normal akan masuk ke *Silo*, sedangkan *pellet* yang *over size* dan *under size* akan ditampung dalam *Surge Bag*.

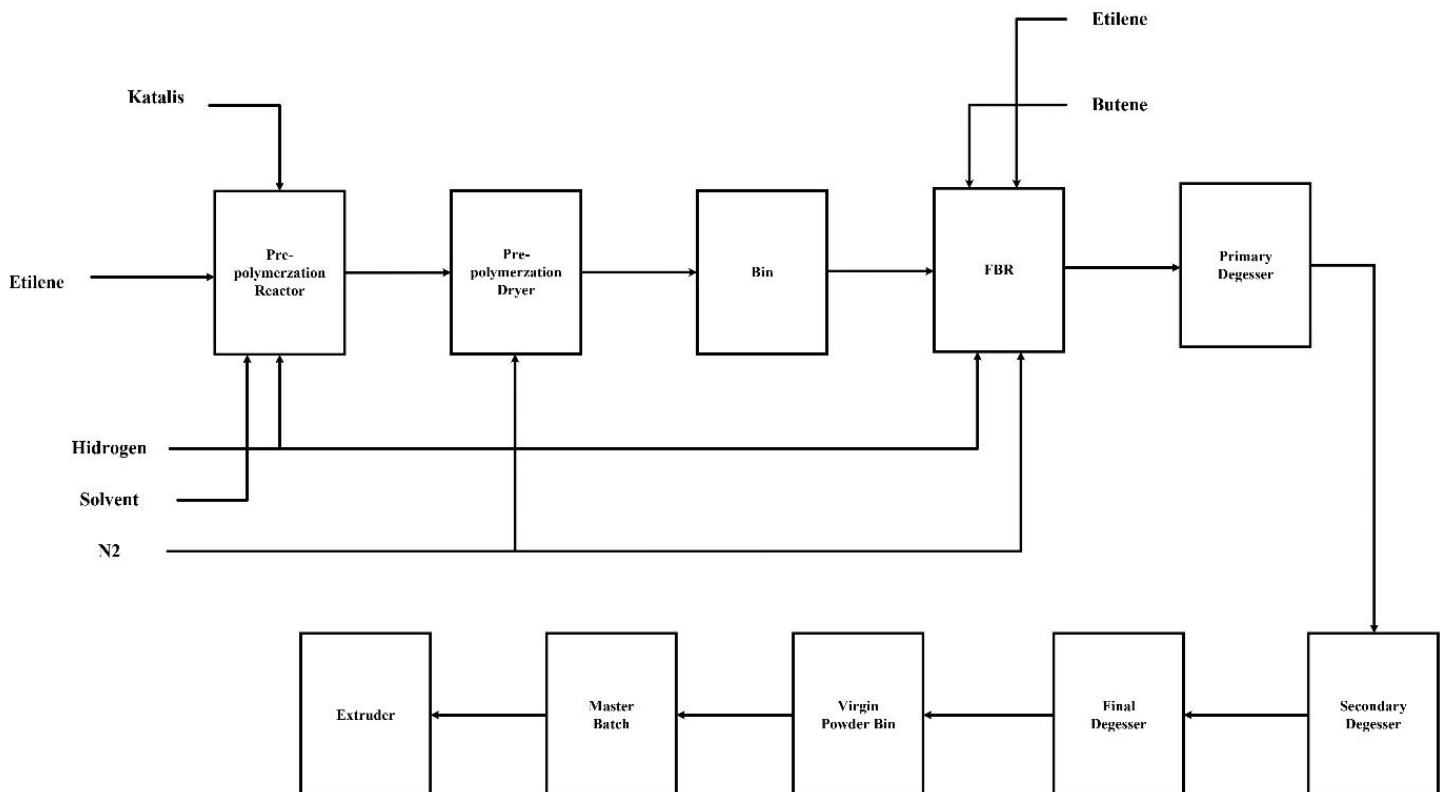
2.3.6 Tahap Pengemasan

Unit ini berfungsi untuk pengepakan produk yang dihasilkan. *Pellet* dari *Additive and Pellet izing Unit (APU)* ditransfer ke *Blending Silo* dengan menggunakan

Blower dengan tekanan 0,5 bar. Dalam *Blending Silo*, *pellet* dicampur selama 3 jam dengan tekanan 1 bar untuk penyeragaman ukuran dan memperbaiki kualitas *pellet*. *Pellet* yang telah dihomogenisasi kemudian ditransfer ke *Transisition Silo*. Di dalam *transisition silo*, *pellet* yang tidak masuk rentang akan dikembalikan melalui *re-run pellet*, kemudian dimasukkan ke dalam *Bagging Silo* menggunakan *Blower* dengan tekanan 0,5 bar. *Bagging Machine Package* akan mengepak *pellet* dalam kantong plastik yang setiap kantongnya berisi 25 kg polietilena sesuai dengan jenisnya masing-masing. Polietilena *off grade* juga akan di *bag off* tiap 25 kg dan dijual dalam harga dibawah polietilena *on grade*. Normalnya satu *batch* menghasilkan produk sebanyak 190 ton. Setelah proses *bagging* selesai, kantong polietilen tersebut diangkut menggunakan *belt conveyor* menuju *warehouse*. Selanjutnya, polietilena ini siap dipasarkan atau dikirim ke konsumen dengan truk.

2.4 Diagram Alir

Diagram alir proses dapat dilihat pada Gambar 2.4 di bawah ini.



Gambar 2.4 Gambar Diagram Alir Proses

1.8 2.5 Neraca Massa dan Panas

2.5.1 Neraca Massa

Prepolimerisasi Reactor

Sistem *Batch*

Setiap 1 jam operasi

Diketahui :

Massa masuk <i>Ethylene</i>	=	400	kg/jam
Massa masuk <i>Hydrogen</i>	=	1141,59	kg/jam
Massa masuk <i>Hexane</i>	=	6837,96	kg/jam
Massa masuk TnOA	=	17,55	kg/jam
Massa masuk <i>Ziegler-Natta</i>	=	175,37	kg/jam

BM <i>Ethylene</i>	=	28,054	g/mol
BM <i>Hydrogen</i>	=	2,016	g/mol
BM <i>Hexane</i>	=	86,177	g/mol
BM TnOA	=	366,6	g/mol

Mol gas masuk <i>Ethylene</i>	=	14,2582163
Mol gas masuk <i>Hydrogen</i>	=	566,264881
Mol gas masuk <i>Hexane</i>	=	79,34785384
Mol gas masuk TnOA	=	0,04787234043

Ethylene

Massa masuk

Massa bereaksi	=	400	kg/jam
Massa sisa	=	400	kg/jam
Mol bereaksi	=	0	kg/jam
Mol sisa	=	14,2582163	

Hydrogen

Massa masuk

Massa bereaksi

Massa sisa	=	1141,59	kg/jam
------------	---	---------	--------

Hexane

Massa masuk	=	1141,59	kg/jam
-------------	---	---------	--------

Massa bereaksi

Massa sisa

TnOA

Massa masuk	=	6837,96	kg/jam
-------------	---	---------	--------

Massa bereaksi	=	0	kg/jam
----------------	---	---	--------

Massa sisa

Ziegler-Natta

Massa masuk	=	17,55	kg/jam
-------------	---	-------	--------

Massa bereaksi	=	17,55	kg/jam
----------------	---	-------	--------

Massa sisa	=	0	kg/jam
------------	---	---	--------

	=	175,37	kg/jam
--	---	--------	--------

	=	175,37	kg/jam
--	---	--------	--------

Di dalam prepolimerisasi reaktor terjadi charging, dimana input dicampur sehingga menghasilkan *slurry* prepolimer.

Tabel 2. 2 Neraca Massa Prepolimerisasi Reaktor

Komponen	Input (kg)	Output (kg)
FEED (Prepolimerisasi Reaktor)		
<i>Ethylene</i>	400	
<i>Hydrogen</i>	1141,59	
<i>Hexane</i>	6837,96	
TnOA	17,55	
<i>Ziegler-Natta</i>	175,37	
Prepolymer Dryer		
<i>Prepoly Slurry</i>		8572,47
Total	8572,47	8572,47

Prepoly Dryer

Diketahui :

Jumlah *hexane* yang teruapkan = 98% x massa *input hexane*
= 6701,2008 kg

N_2 masuk = N_2 keluar = 6,4% x total *input (Prepolymerization Reactor (1-R-200))*
= 548,63808 kg

Dalam prepolymer dryer terjadi pengeringan *prepoly slurry* oleh *nitrogen* panas hingga *hexane* menguap bersama *nitrogen* panas. Maka didapatkan :

Hexane teruapkan = 6701,2008 kg

Prepolymer Powder = 1871,2692 kg

Tabel 2.3 Neraca Massa *Prepoly Dryer*

Komponen	Input (kg)	Output (kg)
FEED (1-R-300)		
<i>Prepoly Slurry</i>	8572,47	
<i>Nitrogen</i>	548,63808	
Separator Drum		
<i>Hexane</i> menguap		6701,2008
<i>Nitrogen</i> menguap		548,63808
Prepoly Bin (1-D-340)		
<i>Prepolymer Powder</i>		1871,2692
Total	9121,10808	9121,10808

Prepolymer Bin

Diketahui :

Prepolymer powder ke Prepolimer Bin = 19,95 kg/jam

Prepolymer tidak lolos = 1851,3192 kg/jam

Tabel 2.4 Neraca Massa *Prepolymer Bin*

Komponen	Input (kg)	Output (kg)
FEED (Prepoly Bin)		
<i>Prepolymer Powder</i>	1871,2692	
Fluidized Bed Reactor		
<i>Prepolymer powder Fluidized</i>		19,95
Tinggal dalam Prepoly Bin		
<i>Komponen</i>		Total
Komponen	Input	Total
<i>Prepolymer Powder</i>		1851,3192
Total	1871,2692	1871,2692

Fluidized Bed Reactor

Diketahui :

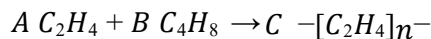
Sistem <i>Batch</i>	=	1 jam operasi
Dp (Derajat polimerisasi)	=	350
Kesempurnaan reaksi	=	98% = 0,98

Tabel 2.5 Komposisi Fluidized bed Reactor

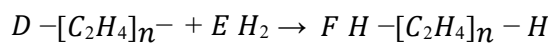
Komposisi	Massa (kg)	Mol
C ₂ H ₄	283106,6073	10091,48811
C ₄ H ₈	1701,794364	30,32960905
H ₂	200,1092461	99,26053874
N ₂	485991,4891	17348,53638
<i>Prepolymer Powder</i>	19,95	

Reaksi yang terjadi dalam *Fluidized bed Reactor* (1-R-400)

1. Reaksi Propagasi



2. Reaksi Terminasi



Reaksi Propagasi

- Koefisien reaksi *ethylene*

$$A = \frac{\text{mol ethylene}}{\text{mol ethylene} + \text{mol butene}} \times DP$$

$$A = 348,9512394 \text{ kmol}$$

- Koefisien reaksi *butene*

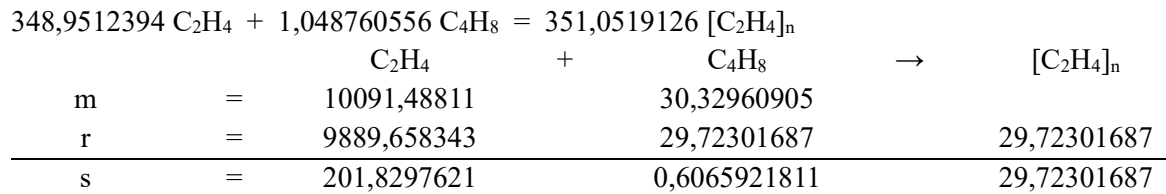
$$B = \frac{\text{mol butene}}{\text{mol ethylene} + \text{mol butene}} \times DP$$

$$B = 1,048760556 \text{ kmol}$$

- Ethylene* yang terbentuk

$$\begin{aligned} \text{Ethylene yang terbentuk} &= \frac{DP}{\text{Koefisien reaksi ethylene}} \times DP \\ &= 351,0519126 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Jadi, reaksi propagasi yang terjadi :



C_2H_4			
mol yang tersedia	=	10091,48811	kmol
mol yang bereaksi	=	9889,658343	kmol
mol yang tersisa	=	201,8297621	kmol
massa yang tersisa	=	5662,132146	kg
C_4H_8			
mol yang tersedia	=	30,32960905	kmol
mol yang bereaksi	=	29,72301687	kmol
mol yang tersisa	=	0,6065921811	kmol
massa yang tersisa	=	34,03588728	kg
$[\text{C}_2\text{H}_4]_n$			
kmol yang terbentuk	=	9949,193708	kmol

Reaksi Terminasi

- Koefisien Reaksi *Polyethylene*

$$\text{Koef. Polyethylene} = \frac{\text{mol } [\text{C}_2\text{H}_4]_n}{(\text{mol } [\text{C}_2\text{H}_4]_n + \text{mol } \text{H}_2)} \times \text{DP}$$

$$\text{Koef. Polyethylene} = 346,5426336$$
- Koefisien Reaksi *Hydrogen*

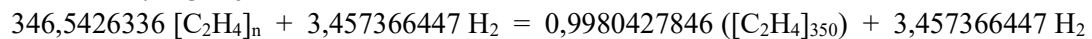
$$\text{Koef. Hydrogen} = \frac{\text{mol } \text{H}_2}{(\text{mol } [\text{C}_2\text{H}_4]_n + \text{mol } \text{H}_2)} \times \text{DP}$$

$$\text{Koef. Hydrogen} = 3,457366447$$
- Koefisien Reaksi *Polyethylene Product*

$$\text{Koef. Polyethylene Product} = \frac{\text{Koef. Polyethylene}}{\text{DP} \times 2} \times \text{BM Hydrogen}$$

$$\text{Koef. Polyethylene Product} = 0,9980427846$$

Jadi reaksi yang terjadi :



H_2			
mol yang tersedia	=	99,26053874	kmol
mol yang bereaksi	=	97,27532797	kmol
mol yang tersisa	=	1,985210775	kmol
massa yang tersisa	=	4,002184922	kg
$\text{H}-(\text{C}_2\text{H}_4)_{350}-\text{H}$			
mol yang terbentuk	=	$\frac{\text{Koef. Polyethylene Product}}{\text{Koef. Polyethylene}} \times \text{kmol } [\text{C}_2\text{H}_4]_n$	
	=	28,65367788	kmol
<i>Powder Polymer H-(C₂H₄)₃₅₀-H</i>			
<i>BM powder Polymer</i>	=	$n \times \text{BM } \text{C}_2\text{H}_4$	
	=	9818,9 kg/kmol	
<i>Massa powder Polymer</i>	=	$\text{mol H}-(\text{C}_2\text{H}_4)_{350}-\text{H} \times \text{BM powder Polymer}$	

$$= 279328,291 \text{ kg}$$

Fines yang terbawa *cycle gas* keluar 1-R-400

$$\text{Massa fines} = 0,3\% \times \text{Massa powder Polymer}$$

$$= 837,9848721 \text{ kg}$$

$$\text{Massa N}_2 = \text{mol N}_2 \times \text{BM N}_2$$

$$= 485991,4891 \text{ kg}$$

Tabel 2.6 Neraca Massa *Fluidized Bed Reactor*

Komponen	Input (kg)	Output (kg)
FEED (Fluidized Bed Reactor)		
<i>Ethylene</i>	283106,6073	
<i>Butene</i>	1701,794364	
<i>Hydrogen</i>	200,1092461	
<i>Nitrogen</i>	485991,4891	
<i>Fines</i>	837,9848721	
<i>Powder Prepolymer</i>	19,95	
Primary Degasser		
<i>Powder Polyethylene</i>		279328,291
Cyclone Separator		
<i>Ethylene Sisa</i>		5662,132146
<i>Butene Sisa</i>		34,03588728
<i>Hydrogen Sisa</i>		4,002184922
<i>Nitrogen</i>		485991,4891
<i>Fines</i>		837,9848721
Total	771857,9349	771857,9349

- **Cyclone**

Tabel 2.7 Neraca Massa Cyclone

Komponen	Input (kg)	Output (kg)
FEED (1-S-300)		
<i>Ethylene Sisa</i>	5662,132146	
<i>Butene Sisa</i>	34,03588728	
<i>Hydrogen Sisa</i>	4,002184922	
<i>Nitrogen</i>	485991,4891	
<i>Fines</i>	837,9848721	
Fluidized Bed Reactor (1-R-400)		
<i>Fines</i>		837,9848721
Primary Cooler (1-E-400)		
<i>Ethylene Sisa</i>		5662,132146
<i>Butene Sisa</i>		34,03588728
<i>Hydrogen Sisa</i>		4,002184922
<i>Nitrogen</i>		485991,4891
Total	492529,6442	492529,6442

- **Primary Degasser**

$$\text{Pemisahan Gas} = 1\% = 0,01$$

$$\text{Massa gas terpisah} = 0,01 \times \text{Massa powder Polyethylene}$$

$$\begin{aligned}
&= 2793,28291 \text{ kg} \\
\text{Massa nitrogen} &= 6,4\% = 0,064 \\
\text{Massa nitrogen} &= 0,064 \times \text{Massa powder Polyethylene} \\
&= 17877,0106 \text{ kg} \\
\text{Powder Polyethylene} & \\
\text{Powder Polyethylene} &= \text{Massa powder Polyethylene} - \text{Massa gas terpisah} \\
&= 276535,008 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Tabel 2.8 Neraca Massa *Primary Degasser*

Komponen	Input (kg)	Output (kg)
FEED (1-S-425)		
<i>Powder Polyethylene</i>	279328,291	
Recycle menuju 1-C-470		
Gas sisa		2793,28291
Secondary Degasser (1-D-430)		
<i>Powder Polyethylene</i>		276535,008
Total	279328,2907	279328,2907

- **Secondary Degasser**

$$\begin{aligned}
\text{Pemisahan Gas} &= 0,5\% = 0,005 \\
\text{Massa gas terpisah} &= 0,005 \times \text{Massa Output powder Polyethylene} \\
& \\
&= 1382,675039 \text{ kg} \\
\text{Massa nitrogen} &= 139 \text{ kg} \\
\text{Powder Polyethylene} &= \text{Massa Output powder Polyethylene (Secondary} \\
& \quad \text{Degasser (1-D-430))} - \text{Massa gas terpisah} \\
&= 275152,333 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Tabel 2.9 Neraca Massa *Secondary Degasser*

Komponen	Input (kg)	Output (kg)
FEED (1-S-425)		
<i>Powder Polyethylene</i>	276535,008	
<i>Nitrogen</i>	139	
Menuju Venting System		
Gas sisa		1382,675039
<i>Nitrogen</i>		139
Secondary Degasser (1-D-440)		
<i>Powder Polyethylene</i>		275152,333
Total	276674,0078	276674,0078

- **Final Degasser**

$$\begin{aligned}
\text{Massa udara} &= 9740 \text{ kg} \\
\text{Powder Polyethylene} &= 275152,333 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Tabel 2.10 Neraca Massa *Final Degasser*

Komponen	Input (kg)	Output (kg)
FEED		
<i>Powder Polyethylene</i>	275152,333	
Udara	9740	
Menuju Venting System		
Udara		9740
Secondary Degasser		
<i>Powder Polyethylene</i>		275152,333
Total	284892,333	284892,333

- **Virgin Powder Bin**

20% ke *Master Batch Blender*

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= 20\% \times \text{Massa Output powder Polyethylene} \\ &= 55030,46655 \text{ kg} \end{aligned}$$

80% ke *Extruder (1-X-840)*

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= 80\% \times \text{Massa Output powder Polyethylene} \\ &= 220121,8662 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel 2.11 Neraca Massa *Virgin Powder Bin*

Komponen	Input (kg)	Output (kg)
FEED		
<i>Powder Polyethylene</i>	275152,333	
Master Batch Blender		
<i>Powder Polyethylene</i>		55030,46655
Extruder		
<i>Powder Polyethylene</i>		220121,8662
Total	275152,333	275152,333

- **Blending Machine**

Additive ditambahkan 3000 kg per *batch*

$$\text{Massa Additive} = 3000 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Powder Polyethylene} &= \text{Massa Additive per batch} + \text{powder Polyethylene} \\ &= 58030,46655 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel 2.12 Neraca Massa *Blending Machine*

Komponen	Input (kg)	Output (kg)
FEED		
<i>Powder Polyethylene</i>	58030,46655	
<i>Additives</i>	3000	
Extruder Powder Polyethylene		
		58030,46655
Total	58030,467	58030,467

- **Extruder**

$$\text{Powder dari Blending Machine} = 58030,46655$$

$$\text{Powder dari Virgin powder Bin} = 220121,8662$$

Tabel 2.13 Neraca Massa *Extruder*

Komponen	Input (kg)	Output (kg)
FEED		
<i>Powder Polyethylene</i>	58030,46655	
<i>Powder Polyethylene</i>	220121,8662	
Extruder Pellet Polyethylene		278152,3327
Total	278152,333	278152,333

- Neraca Massa *Overall*

Tabel 2.14 Neraca Massa *Overall*

Komponen	Input (kg)	Output (kg)
Prepolymerization Reactor		
<i>Ethylene</i>	400	
<i>Hydrogen</i>	1141,59	
<i>Hexane</i>	6837,96	
<i>TnOA</i>	17,55	
<i>Ziegler-Natta</i>	175,37	
<i>Prepoly Slurry</i>		8572,47
Prepolymer Dryer		
<i>Prepoly Slurry</i>	8572,47	
<i>Nitrogen</i>	548,63808	
<i>Hexane menguap</i>		6701,2008
<i>Nitrogen menguap</i>		548,63808
<i>Prepolymer Powder</i>		1871,2692
Prepoly Bin		
<i>Prepolymer Powder</i>	1871,2692	
<i>Prepolymer powder Fluidized</i>		19,95
<i>Prepolymer Powder</i>		1851,3192
Fluidized Bed Reactor		
<i>Ethylene</i>	283106,6073	
<i>Butene</i>	1701,794364	
<i>Hydrogen</i>	200,1092461	
<i>Nitrogen</i>	485991,4891	
<i>Fines</i>	837,9848721	
<i>Powder Prepolymer</i>	19,95	
<i>Powder Polyethylene</i>		279328,291
<i>Ethylene Sisa</i>		5662,132146
<i>Butene Sisa</i>		34,03588728
<i>Hydrogen Sisa</i>		4,002184922
<i>Nitrogen</i>		485991,4891
<i>Fines</i>		837,9848721
Overhead Cyclone		
<i>Ethylene Sisa</i>	5662,132146	

Komponen	Input (kg)	Output (kg)
<i>Butene Sisa</i>	34,03588728	
<i>Hydrogen Sisa</i>	4,002184922	
<i>Nitrogen</i>	485991,4891	
<i>Fines</i>	837,9848721	837,9848721
<i>Fines</i>		5662,132146
<i>Ethylene Sisa</i>		34,03588728
<i>Butene Sisa</i>		4,002184922
<i>Hydrogen Sisa</i>		485991,4891
<i>Nitrogen</i>		
Primary Degaser		
<i>Powder Polyethylene</i>	279328,291	2793,28291
Gas sisa		276535,008
<i>Powder Polyethylene</i>		
Secondary Degaser		
<i>Powder Polyethylene</i>	276535,008	
<i>Nitrogen</i>	139	1382,675039
Gas sisa		139
<i>Nitrogen</i>		275152,333
<i>Powder Polyethylene</i>		
Final Degaser		
<i>Powder Polyethylene</i>	275152,333	
Udara	9740	9740
Udara		275152,333
<i>Powder Polyethylene</i>		
Virgin Powder Bin		
<i>Powder Polyethylene</i>	275152,333	55030,46655
<i>Powder Polyethylene</i>		220121,8662
<i>Powder Polyethylene</i>		
Master Batch Blender		
<i>Powder Polyethylene</i>	55030,46655	
<i>Additives</i>	3000	58030,46655
<i>Powder Polyethylene</i>		
Extruder		
<i>Powder Polyethylene</i>	58030,46655	
<i>Powder Polyethylene</i>	220121,8662	278152,3327
<i>Pellet Polyethylene</i>		
Total	2736182,190	2736182,190

2.5.2 Neraca Panas

Dalam menghitung Cp komponen menggunakan persamaan yang diambil dari buku “*Chemical Properties Handbook*” oleh Carl L., Yaws. Berikut persamaan untuk menghitung kapasitas panas untuk fase gas :

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

Perhitungan Cp didapatkan bentuk integrasi sebagai berikut :

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel 2.15 Data Kapasitas Panas (Cp) Bahan Fasa Gas

Bahan	A	B	C	D	E	T (°C)	T (K)	Cp (J/mol.K)
C ₂ H ₄	3,21E+01	-1,48E-02	2,48E-04	-2,38E-07	6,83E-11	68	341,15	47,390
	3,21E+01	-1,48E-02	2,48E-04	-2,38E-07	6,83E-11	61	334,15	46,817
	3,21E+01	-1,48E-02	2,48E-04	-2,38E-07	6,83E-11	92	365,15	49,389
H ₂	2,54E+01	2,01E-05	-3,86E-05	2,19E-08	-8,76E-12	92	365,15	21,171
	2,54E+01	2,01E-05	-3,86E-05	2,19E-08	-8,76E-12	61	334,15	21,805
	2,54E+01	2,01E-05	-3,86E-05	2,19E-08	-8,76E-12	68	341,15	21,665
N ₂	2,93E+01	-3,54E-03	1,01E-15	-4,31E-09	2,59E-13	50	323,15	28,013
	2,93E+01	-3,54E-03	1,01E-15	-4,31E-09	2,59E-13	61	334,15	27,960
	2,93E+01	-3,54E-03	1,01E-15	-4,31E-09	2,59E-13	76	349,15	27,884
	2,93E+01	-3,54E-03	1,01E-15	-4,31E-09	2,59E-13	45	318,15	28,038
	2,93E+01	-3,54E-03	1,01E-15	-4,31E-09	2,59E-13	92	365,15	27,802
C ₄ H ₈	2,49E+01	2,07E-01	5,98E-05	-1,42E-07	4,71E-11	61	334,15	96,035
C ₆ H ₁₄	2,49E+01	2,07E-01	5,98E-05	-1,42E-07	4,71E-11	92	365,15	102,383
	2,59E+01	4,19E-01	-1,25E-05	-1,59E-07	5,88E-11	54	327,15	156,744
	2,59E+01	4,19E-01	-1,25E-05	-1,59E-07	5,88E-11	76	349,15	164,776

Tabel 2.16 Data Kapasitas Panas (Cp) Bahan Fasa Gas

Bahan	T (°C)	Mr	Cp (Kkal/kg°C)
C ₂ H ₄	68	28,050	0,40379
	61	28,050	0,39891
	92	28,050	0,42083
H ₂	92	2,016	2,50993
	61	2,016	2,58504
	68	2,016	2,56852
N ₂	50	28,013	0,23901
	61	28,013	0,23855
	76	28,013	0,23791
	45	28,013	0,23922
	92	28,013	0,23721
C ₄ H ₈	61	56,110	0,40907
	92	84,161	0,29075
C ₆ H ₁₄			

Keterangan :

Cp = Kapasitas Panas (J/mol.K)

A, B, C, D, E = Konstanta

Tref = Suhu referensi = 298,15 K = 25°C

T = Suhu operasi

Berikut persamaan untuk menghitung kapasitas fase *liquid* :

$$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dimana satuan Cp adalah J/mol.K akan dikonversi menjadi Kkal/Kg°C (Yaws, 1999).

Tabel 2.17 Data Kapasitas Panas (Cp) Fasa *Liquid* (Yaws, 1999)

Bahan	A	B	C	D	T (°C)	T (K)	Cp (J/mol.K)
C ₆ H ₁₄	78,848	8,87E-01	-2,95E-03	4,20E-06	68	341,15	204,87
	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	32	305,15	75,45
C ₂ H ₄	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	42	315,15	75,28
	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	45	318,15	75,25
	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	50	323,15	75,19

Tabel 2.18 Data Kapasitas Panas (Cp) Fasa *Liquid* (Yaws, 1999)

Bahan	T (°C)	Mr	Cp (Kkal/kg°C)
C ₆ H ₁₄	68	84,161	0,581816
	32	28,050	0,642872
C ₂ H ₄	42	28,050	0,641467
	45	28,050	0,641143
	50	28,050	0,640704

Tabel 2.19 Data Kapasitas Panas (Cp) Setiap Bahan (Yaws, 1999)

Bahan	T (°C)	Cp (kJ/ kg°C)	Cp (Kkal/kg°C)
<i>Ziegler natta (Catalyst)</i>	33	9,63	2,302
<i>TnOA (Co-Catalyst)</i>	33	0,018	0,004
<i>Slurry Prepolymer</i>	40	3,064	0,732
<i>Powder Prepolymer</i>	50	1,983	0,474
<i>Powder Polymer</i>	50	1,983	0,474
<i>Fines</i>	80	0,703	0,168
<i>Additive</i>	35	0,71	0,170
<i>Pellet HDPE</i>	40	0,713	0,170
<i>Cooling water in</i>	45		
<i>Cooling water out</i>	46		
<i>Cooling water in</i>	36		
<i>Cooling water out</i>	42		
<i>Feed</i>	50		
<i>Feed reactor</i>	61		

Tabel 2.20 Data Pembentukan Panas Tiap Bahan (Yaws, 1999)

Nama Bahan	ΔH_f (KJ/Kgmol)
C ₂ H ₄	52,3
C ₄ H ₈	-0,13
-[C ₂ H ₄]-	-128,5
H ₂	0
H-[C ₂ H ₄] ₋₃₅₀ H	-134,54

- Prepolimerisasi Reaktor
 $Q_{in} = Q_{out}$

Q1 = Panas *feed* masuk
 Q2 = Panas yang diserap *cooling water*
 Q3 = Panas *slurry* menuju Prepolimer Dryer

Q1 Panas Feed

Suhu masuk <i>feed</i>	=	68	°C	
Suhu referensi	=	25	°C	
QC ₂ H ₄	=	6945,232153	kcal	(m x cP x ΔT)
QHydrogen	=	126084,489	kcal	(m x cP x ΔT)
QC ₆ H ₁₄	=	171072,7813	kcal	(m x cP x ΔT)
QCatalyst	=	17356,34878	kcal	(m x cP x ΔT)
QCo-Catalyst	=	3,246582218	kcal	(m x cP x ΔT)
Total kalor panas <i>feed</i>	=	321462,0978	kcal	

Data Massa (m)

C ₂ H ₄	=	400	kg/hr
Hydrogen	=	1141,59	kg/hr
C ₆ H ₁₄	=	6837,96	kg/hr
Catalyst	=	175,37	kg/hr
Co-Catalyst	=	17,55	kg/hr

Q2 Kalor Panas Cooling Water

Massa	=	30	kg	
Cp	=	0,997	Kkal/kg°C	
Tcw <i>in</i>	=	42	°C	
Tcw <i>out</i>	=	46	°C	
Qpanas	=	Qdingin		
Qpanas	=	119,64	kcal	(m x c x ΔT)

Q3 Kalor Panas Slurry Prepolymer

Suhu keluar	=	40	°C	
Suhu referensi	=	25	°C	
Massa	=	8572,47	kg	
Q3	=	94166,04235	kcal	(m x cP x ΔT)
Qpanas dilepaskan	=	Qinput – Qoutput		
	=	Qpanas <i>feed</i> – Qpanas <i>slurry prepolymer</i>		
	=	227296,0554	kcal	

Tabel 2.21 Neraca Panas Prepolimerisasi Reaktor

Komponen	Input (kcal)	Output (kcal)
Qpanas <i>cycle gas feed</i>		
C ₂ H ₄	6945,232153	
Hydrogen	126084,489	
C ₆ H ₁₄	171072,7813	
Catalyst	17356,34878	
Co-Catalyst	3,246582218	
Qpanas cw <i>in</i>	119,64	
Qpanas cw <i>out</i>		119,64
Qpanas <i>slurry polymer</i>		94166,04235
Qpanas yang dilepaskan		227296,0554
Total	321581,7378	321581,7378

$$\% \text{ Heat Loss} = \frac{\text{Panas yang dilepaskan}}{\text{Panas output}} \times 100\% = 70,68064778\%$$

- **Prepolimer Dryer**

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$Q_{in} = Q1 \text{ Panas slurry}$$

$$Q_{in} = Q2 \text{ Panas N}_2$$

$$Q_{out} = Q3 \text{ Panas Heksana dan N}_2$$

$$Q_{out} = Q4 \text{ Cooling water}$$

$$Q_{out} = Q5 \text{ Panas prepolymer}$$

Q1 Panas Slurry Prepolymer dari Prepolimerisasi Reaktor

$$Q1 \text{ panas masuk} = 94166,04235 \text{ kkal}$$

Q2 Panas Nitrogen

$$\text{Suhu bahan} = 76 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q2 = 6656,811877 \text{ kkal} \quad (\text{m} \times \text{c} \times \Delta\text{T})$$

$$\text{Massa nitrogen} = 548,63808 \text{ kg}$$

Q3 Panas Heksana dan N₂

$$\text{Suhu masuk feed nitrogen dan heksana} = 76 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q = \text{m} \times \text{c} \times \Delta\text{T}$$

$$Q_{N_2} = 6656,811877 \text{ kkal}$$

$$Q_{C_6H_{14}} = 163188,2394 \text{ kkal}$$

Q4 Cooling Water

$$\text{Massa} = 32 \text{ kg}$$

$$C_p = 0,9058 \text{ Kkal/kg}^\circ\text{C}$$

$$T_{cw \text{ in}} = 32 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{cw \text{ out}} = 42 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q_{\text{panas}} = Q_{\text{dingin}}$$

$$Q_{\text{panas}} = 289,856 \text{ kkal}$$

Q5 Panas Prepolymer ke Fluidized Bed Reactor

$$\text{Suhu keluar} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q5 = 22172,1249 \text{ kkal} \quad (\text{m} \times \text{c} \times \Delta\text{T})$$

$$\text{Massa} = 1871,2692 \text{ kg}$$

$$Q_{\text{panas yang dilepaskan}} = Q_{\text{input}} - Q_{\text{output}}$$

$$= (Q_{\text{panas feed}} + Q_{\text{panas nitrogen}}) - (Q_{\text{panas nitrogen}} + Q_{\text{heksana}} + Q_{\text{panas prepolymer}})$$

$$= -91194,32195 \text{ kkal}$$

Tabel 2.22 Neraca Panas Prepolimerisasi Dryer

Komponen	Input (kkal)	Output (kkal)
Qpanas feed dari R -200	94166,04235	
Qpanas N ₂ panas	6656,811877	6656,811877
Qpanas prepolymer		22172,1249
Qpanas hexane		163188,2394
Qpanas cooling water	289,856	289,856
Qpanas yang dilepaskan		-91194,32195

Total	101112,7102	101112,7102
--------------	--------------------	--------------------

$$\% \text{ Heat Loss} = \frac{\text{Panas yang dilepaskan}}{\text{Panas output}} \times 100\% = -90,19076013\%$$

- **Prepolimer Bin**

Q1 Panas Prepolymer Prepolimer Dryer

Q1 panas masuk = 22172,1249 kkal

Q2 Panas Prepolymer menuju R-400

Suhu keluar = 50 °C

Suhu referensi = 25 °C

Massa = 19,95 kg

Q2 = 236,3817519 kkal

Q3 Panas Prepolymer yang tertinggal

Suhu keluar = 50 °C

Suhu referensi = 25 °C

Massa = 1851,3192 kg

Q3 = 21935,74315 kkal (m x c x ΔT)

Tabel 2.23 Neraca Panas Prepolimer Bin

Komponen	Input (kkal)	Output (kkal)
Qpanas <i>feed</i> dari Prepolimer Bin	22172,1249	
Qpanas menuju Fluidized bed Reactor		236,3817519 21935,74315
Qpanas yang tertinggal		
Total	22172,1249	22172,1249

- ***Fluidized Bed Reactor***

$Q_{in} = Q_{out}$

$Q_{in} = Q1 \text{ Panas prepolymer dari D-340}$

$Q_{in} = Q2 \text{ Panas fines dari S-400}$

$Q_{in} = Q3 \text{ Panas gas ke R-400}$

$Q_{out} = Q4 \text{ Panas cycle gas dan fines}$

$Q_{out} = Q5 \text{ Panas HDPE}$

Q1 Panas Prepolymer = 236,3817519 kkal

Q2 Panas Fines dari Cyclone

Suhu bahan = 80 °C

Suhu referensi = 25 °C

Massa = 837,9848721 kg

Q2 = 7743,949589 kkal (m x c x ΔT)

Q3 Panas Gas ke Fluidized Bed Reactor

Suhu masuk feed = 61 °C

Suhu referensi = 25 °C

QC₂H₄ = 4065670,164 kkal

QC₄H₈ = 25061,58072 kkal

QH ₂	=	18622,44955	kkal
QN ₂	=	4173589,856	kkal
Total kalor menuju Fluidized bed Reactor	=	8282944,05	kkal

Data Massa (m)

C ₂ H ₄	=	283106,6073	kg
C ₄ H ₈	=	1701,794364	kg
H ₂	=	200,1092461	kg
N ₂	=	485991,4891	kg

Q4 Panas Cycle Gas dan Fines

Suhu keluar	=	61	°C	
Suhu referensi	=	25	°C	
QC ₂ H ₄	=	81313,40327	kkal	(m x c x ΔT)
QC ₄ H ₈	=	501,2316144	kkal	(m x c x ΔT)
QH ₂	=	372,4489909	kkal	(m x c x ΔT)
QN ₂	=	4173589,856	kkal	(m x c x ΔT)
Qfines	=	5068,767003	kkal	(m x c x ΔT)
Total kalor ke flare	=	4260845,707	kkal	(m x c x ΔT)

Data Massa (m)

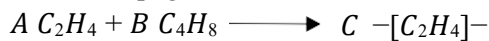
C ₂ H ₄	=	5662,132146	kg
C ₄ H ₈	=	34,03588728	kg
H ₂	=	4,002184922	kg
N ₂	=	485991,4891	kg
Fines	=	837,9848721	kg

QCycle Gas

Suhu bahan	=	61	°C	
Suhu referensi	=	25	°C	
QCycle gas	=	686,75	kkal	(m x c x ΔT)

Panas Hasil Reaksi

2. Reaksi Propagasi



3. Reaksi Terminasi



Reaksi Propagasi

Nilai mol reaktan dan produk

Mol C ₂ H ₄	=	348,9512394	kgmol
Mol C ₄ H ₈	=	1,048760556	kgmol
Mol -[C ₂ H ₄]-	=	351,0519126	kgmol

Berdasarkan Tabel ΔHf Masing-Masing Bahan (Yaws, 1999):

Hf C ₂ H ₄	=	52,3	KJ/kgmol
Hf C ₄ H ₈	=	-0,13	KJ/kgmol
Hf -[C ₂ H ₄]-	=	-128,5	KJ/kgmol

Mencari harga ΔHf reaktan dan produk:

ΔHf C ₂ H ₄	=	Hf C ₂ H ₄ x mol C ₂ H ₄	Hf	=	18250,14982 KJ
ΔHf C ₄ H ₈	=	C ₄ H ₈ x mol C ₄ H ₈		=	-0,1363388722 KJ
ΔHf -[C ₂ H ₄]-	=	Hf -[C ₂ H ₄]- x mol -[C ₂ H ₄]-		=	-45110,17077 KJ
Maka nilai ΔHf produk	=	ΔHf produk - ΔHf reaktan		=	-63360,18425 KJ

Reaksi Terminasi

Nilai mol reaktan dan produk

$$\text{Mol } -[\text{C}_2\text{H}_4]- = 346,5426336 \text{ kgmol}$$

$$\text{Mol H}_2 = 3,457366447 \text{ kgmol}$$

$$\text{Mol H-}[\text{C}_2\text{H}_4]_{350}\text{-H} = 0,9980427846 \text{ kgmol}$$

Berdasarkan Tabel ΔHf Masing-Masing Bahan (Yaws, 1999):

$$\text{Hf } -[\text{C}_2\text{H}_4]- = -128,5 \text{ KJ/kgmol}$$

$$\text{Hf H}_2 = 0 \text{ KJ/kgmol}$$

$$\text{Hf H-}[\text{C}_2\text{H}_4]_{350}\text{-H} = -134,54 \text{ KJ/kgmol}$$

Mencari harga ΔHf reaktan dan produk:

$$\begin{aligned} \Delta\text{Hf } -[\text{C}_2\text{H}_4]- &= \text{Hf } -[\text{C}_2\text{H}_4]- \times \text{mol } -[\text{C}_2\text{H}_4]- \\ &= -44530,72841 \text{ KJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta\text{Hf H}_2 &= \text{Hf C}_4\text{H}_8 \times \text{mol H}_2 \\ &= 0 \text{ KJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta\text{Hf H-}[\text{C}_2\text{H}_4]_{350}\text{-H} &= \text{Hf H-}[\text{C}_2\text{H}_4]_{350}\text{-H} \times \text{mol H-}[\text{C}_2\text{H}_4]_{350}\text{-H} \\ &= -134,2766762 \text{ KJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka nilai } \Delta\text{Hf} &= \Delta\text{Hf produk} - \Delta\text{Hf reaktan} \\ &= 44396,45174 \text{ KJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas reaksi total} &= \Delta\text{Hf propagasi} - \Delta\text{Hf terminasi} \\ &= -107756,636 \text{ KJ} \\ &= -25754,45411 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Q5 Panas HDPE

$$\text{Suhu bahan} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Massa} = 279328,291 \text{ kg}$$

$$\text{Q5 (eksoterm) (-)} = 3309679,735 \text{ kkal} \quad (\text{m} \times \text{c} \times \Delta\text{T})$$

$$\begin{aligned} \text{Qpanas yang dilepaskan} &= \text{Qinput} - \text{Qoutput} \\ &= (\text{Q1} + \text{Q2} + \text{Q3} + \text{Qreaksi}) - (\text{Q4} + \text{Q5}) \\ &= 694644,4854 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Tabel 2.24 Neraca Panas Fluidized bed Reactor

Komponen	Input (kkal)	Output (kkal)
Qpanas <i>prepolymer Prepolimer Bin</i>	236,3817519	
Qpanas menuju FBR	8282944,05	
Qpanas reaksi	-25754,45411	
Qpanas dari Cyclone	7743,949589	
Qpanas <i>powder</i> HDPE		3309679,735
Qpanas <i>finer & cycle gas</i>		4260845,707
Qpanas yang dilepaskan		694644,4854
Total	8265169,928	8265169,928

$$\% \text{ Heat Loss} = \frac{\text{Panas yang dilepaskan}}{\text{Panas output}} \times 100\% = 8,404479176\%$$

- Overhead Cyclone

Q1 Cycle Gas dan Fines dari FBR = 4260845,707 kkal

Q2 Cycle Gas dan Fines ke FBR

$$\text{Suhu bahan} = 61 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

QC ₂ H ₄	=	81313,40327	kkal	(m x c x ΔT)
QC ₄ H ₈	=	501,2316144	kkal	(m x c x ΔT)
QH ₂	=	372,4489909	kkal	(m x c x ΔT)
QN ₂	=	4173589,856	kkal	(m x c x ΔT)
Fines	=	5068,767003	kkal	(m x c x ΔT)
Total	=	4260845,707	kkal	(m x c x ΔT)
Qpanas yang dilepaskan	=	<i>Qinput</i> – <i>Qoutput</i>		
	=	0		kkal

Tabel 2.25 Neraca Panas Overhead Cyclone

Komponen	Input (kkal)	Output (kkal)
Q1 cycle gas dan fines dari R-400	4260845,707	
Q2 cycle gas dan fines ke R-400		4260845,707
Qpanas yang dilepaskan		0
Total	4260845,707	4260845,707

- **Degassing Unit**

- *Qin* = Q1 Panas HDPE dari R-400
- *Qout* = Q2 Gas sisa *primary degasser* (S-425)
- *Qout* = Q3 Gas sisa *secondary degasser* (D-430)
- *Qout* = Q4 Gas sisa *final degasser* (D-440)
- *Qout* = Q5 Panas HDPE menuju H-810

Q1 Panas HDPE dari FBR

Q panas HDPE = 3309679,735 kkal

Q2 Primary Degasser

Suhu Bahan = 50 °C

Suhu referensi = 25 °C

Q = m x cp x ΔT Massa = 2793,28291 kg
= 33096,79735 kkal

Q3 Secondary Degasser

Suhu Bahan = 50 °C

Suhu referensi = 25 °C

Q = m x cp x ΔT Massa = 1382,675039 kg
= 16382,91469 kkal

Q4 Final Degasser

Suhu Bahan = 50 °C

Suhu referensi = 25 °C

Q = m x cp x ΔT Massa = 9740 kg
= 115406,4293 kkal

QTotal Degasser = 164886,1413 kkal

Qpanas yang dilepaskan = *Qinput* – *Qoutput*

= 3144793,594 kkal

Qpowder HDPE menuju H-810 = (Qpanas HDPE dari R-400) - (Qpanas yang dilepaskan)

= 164886,1413 kkal

Tabel 2.26 Neraca Panas Degassing Unit

Komponen	Input (kkal)	Output (kkal)
Qpanas <i>powder</i> HDPE dari FBR	3309679,735	
Qpanas HDPE ke <i>Virgin powder</i> Bin		164886,1413
Qpanas yang dilepaskan		3144793,594
Total	3309679,735	3309679,735

$$\% \text{ Heat Loss} = \frac{\text{Panas yang dilepaskan}}{\text{Panas output}} \times 100\% = 95,01806354\%$$

- **Virgin Powder Bin**

Q1 Panas HDPE dari FBR	=	3309679,735	kkal	
Q2 Panas HDPE ke Extruder				
Suhu bahan	=	40	°C	
Suhu referensi	=	25	°C	
Massa	=	220121,8662	kg	
Q2	=	1564896,011	kkal	(m x c x ΔT)
Q3 Panas HDPE Blending Machine				
Suhu bahan	=	40	°C	
Suhu referensi	=	25	°C	
Massa	=	55030,46655	kg	
Q3 Panas HDPE ke Blending Machine	=	391224,0028	kkal	(m x c x ΔT)
Qpanas yang dilepaskan	=	$Q_{input} - Q_{output}$		
	=	(Q1 panas HDPE dari D-440) – (Q2 panas HDPE ke Extruder + Q3 panas HDPE ke Blending Machine)		
	=	1353559,721 kkal		

Tabel 2.27 Neraca Panas Virgin powder Bin

Komponen	Input (kkal)	Output (kkal)
Qpanas <i>powder</i> HDPE dari FBR	3309679,735	
Qpanas <i>powder</i> HDPE ke Extruder		1564896,011
Qpanas <i>powder</i> HDPE ke Blending Machine		391224,0028
Qpanas yang dilepaskan		1353559,721
Total	3309679,735	3309679,735

$$\% \text{ Heat Loss} = \frac{\text{Panas yang dilepaskan}}{\text{Panas output}} \times 100\% = 40,897\%$$

- **Blending Machine**

Q1 Panas HDPE dari Silo	=	391224,0028	kkal	
Q2 Panas Additive				
Suhu bahan	=	35	°C	
Suhu referensi	=	25	°C	
Massa	=	3000	kg	
Q2	=	5090,82218	kkal	(m x c x ΔT)

Q3 Panas Powder ke Extruder

Suhu bahan	=	40	°C	
Suhu referensi	=	25	°C	
Massa	=	55030,46655	kg	
Q3	=	391224,0028	kkal	(m x c x ΔT)

Q4 Panas yang diserap Cooling Water

Massa	=	125000	kg	
Cp	=	0,997	Kkal/kg°C	
Tew in	=	36	°C	
Tew out	=	42	°C	
Qpanas	=	Qdingin		
Qpanas	=	747750	kkal	(m x cP x ΔT)
Qpanas yang dilepaskan	=	Qinput – Qoutput		
	=	(Q1 panas HDPE dari H-810 + Q2 panas additive)		
	=	– (Q3 panas HDPE ke X-840)		
	=	5090,82218	kkal	

Tabel 2.28 Neraca Panas Blending Machine

Komponen	Input (kkal)	Output (kkal)
Qpanas powder HDPE dari H-810	391224,0028	
Qpanas powder HDPE ke X-840		391224,0028
Qpanas additive	5090,82218	
Qpanas cooling water	747750	747750
Qpanas yang dilepaskan		5090,82218
Total	1144064,825	1144064,825

$$\% \text{ Heat Loss} = \frac{\text{Panas yang dilepaskan}}{\text{Panas output}} \times 100\% = 0,4449767241\%$$

- **Extruder**

Qin = Q1 Panas HDPE dari Extruder

Qin = Q2 Panas HDPE dari Blending Machine

Qout = Q5 Panas pellet HDPE

Q1 Panas HDPE dari Silo = 1564896,011 kkal

Q2 Panas HDPE dari Blending Machine

Q2 Panas HDPE = 391224,0028 kkal

Q3 Panas Cooling Water

Massa	=	248990	kg	
Cp	=	0,997	Kkal/Kg°C	
Tew in	=	36	°C	
Tew out	=	42	°C	
Q3	=	1489458,18	kkal	(m x cp x ΔT)

Q5 Panas Pellet HDPE

Suhu bahan	=	40	°C	
Suhu referensi	=	25	°C	
Massa	=	278152,3327	kg	
Q5	=	711003,6326	kkal	(m x cp x ΔT)
Qpanas yang dilepaskan	=	Qinput – Qoutput		
	=	(Q1 + Q2) – (Q5)		

$$= 1245116,381 \text{ kkal}$$

Tabel 2.29 Neraca Panas Extruder

Komponen	Input (kkal)	Output (kkal)
Qpanas <i>powder</i> HDPE dari Silo	1564896,011	
Qpanas <i>powder</i> HDPE dari Blending Machine	391224,0028	
	1489458,18	1489458,18
Qpanas yang diserap <i>cooling water</i>		711003,6326
Qpanas <i>pellet</i> HDPE		1245116,381
Qpanas yang dilepaskan		
Total	3445578,194	3445578,194

3.6 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

3.7 2.6.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik (*pabrik layout*) merupakan salah satu aspek penting dalam perancangan industri karena berpengaruh langsung terhadap kelancaran dan efisiensi proses produksi. Perencanaan tata letak dilakukan dengan mengatur penempatan seluruh fasilitas unit yang terdapat di dalam pabrik meliputi area proses, utilitas, perkantoran, area pengembangan, serta fasilitas pendukung lainnya. Pengaturan ini bertujuan untuk menciptakan hubungan yang efektif antara tenaga kerja, peralatan, dan aliran material, mulai dari bahan baku hingga produk jadi. Tata letak pabrik yang dirancang secara tepat mampu memaksimalkan pemanfaatan ruang, mengoptimalkan penempatan mesin dan fasilitas produksi, serta menjamin kelancaran aliran material, baik yang bersifat sementara maupun permanen. Selain ini, perencanaan tata letak yang baik dapat meningkatkan efisiensi operasional, menurunkan waktu dan biaya penanganan material serta mendukung keberlangsungan dan keberhasilan suatu industri (Pratiwi et al., 2012). Oleh karena itu, fasilitas penunjang seperti kantor, bengkel, laboratorium, dan pos jaga perlu ditempatkan secara startegis agar tidak mengganggu aktivitas proses produksi. Berikut beberapa tujuan dan manfaat dari perencanaan tata letak

1. Memperlancar proses produksi

Manufaktur akan lebih baik dan mudah jika dilakukan perencanaan tata letak. Dengan adanya berbagai metode, proses produksi akan berlangsung sesuai dengan aliran yang telah ditentukan.

2. Memberi kenyamanan, kemudahan, keamanan bagi karyawan

Perancangan tata letak pabrik sebaiknya dapat memberikan kenyamanan, kemudahan, keamanan bagi tenaga kerja. Untuk mencapai hal tersebut, perlu

diperhatikan pengaturan lingkungan kerja yang meliputi pencahayaan, sirkulasi udara, pengendalian suhu, sistem pembuangan limbah, serta faktor pendukung lainnya. Selain itu, penempatan peralatan operasi harus dirancang dengan mempertimbangkan aspek kesehatan dan keselamatan kerja (K3) guna meminimalkan potensi risiko kecelakaan dan gangguan kesehatan bagi pekerja.

3. Penggunaan ruang lebih efektif

Pemanfaatan ruang dalam pabrik akan menjadi lebih efektif apabila mesin dan fasilitas produksi disusun secara optimal sehingga jarak antarperalatan dapat diminimalkan tanpa mengurangi kelancaran dan keleluasaan pergerakan tenaga kerja. Pengaturan jarak yang efisien akan mengurangi kebutuhan luas area pabrik, sehingga dapat menekan penggunaan ruang secara berlebihan. Dengan berkurangnya luas lantai yang dibutuhkan, biaya investasi dan operasional pabrik juga dapat ditekan, mengingat setiap satuan luas area pabrik akan menimbulkan beban biaya tertentu.

4. Meminimumkan *material handling*

Penanganan material (*material handling*) merupakan aspek yang tidak terpisahkan dari perancangan tata letak pabrik. Dalam proses produksi, perpindahan bahan tidak dari dihindari dan dapat menimbulkan biaya yang signifikan apabila tidak dirancang secara efisien. Jarak yang terlalu jauh antar unit operasi yang saling berurutan akan menyebabkan peningkatan waktu perpindahan bahan, sehingga total waktu operasi produk menjadi lebih lama. Kondisi tersebut secara langsung berdampak pada meningkatnya biaya operasional akibat aktivitas pemindahan material. Oleh karena itu, perancangan tata letak pabrik perlu mempertimbangkan pengaturan aliran material yang optimal guna meminimalkan jarak perpindahan, waktu proses, serta biaya material handling.

5. Menjaga fleksibilitas bahan baku

Dalam jangka waktu tertentu, suatu pabrik berpotensi melakukan perbaikan, penambahan kapasitas, maupun pengembangan fasilitas dan bangunan baru. Oleh karena itu, perancangan tata letak pabrik harus mempertimbangkan aspek fleksibilitas dalam penempatan mesin dan peralatan. Tata letak yang fleksibel memungkinkan dilakukannya perubahan atau perluasan fasilitas tanpa mengganggu kelancaran proses produksi yang telah berjalan.

6. Menjaga perputaran barang setengah jadi

Perancangan tata letak pabrik yang baik dapat meningkatkan kelancaran perputaran barang setengah jadi selama proses produksi. Proses produksi dikatakan

berjalan secara efisien apabila material dapat melewati setiap tahapan proses dalam waktu yang relatif singkat. Pengaturan aliran proses yang tepat akan mengurangi waktu tunggu antar unit operasi, sehingga akumulasi barang setengah jadi dapat diminimalkan dan kontinuitas produksi tetap terjaga.

Umumnya tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa zona yaitu:

- **Zona Hijau**

Merupakan area dengan tingkat risiko rendah yang mencakup fasinon-produksilitas administrasi atau perkantoran, laboratorium, ruang control, serta area umum. Administrasi berfungsi untuk pusat kegiatan pengelolaan dan pengendalian operasional pabrik. Laboratorium dan ruang control berperan dalam pengawasan kualitas, kuantitas dan parameter proses produksi. Sedangkan area umum digunakan untuk kegiatan non-produksi, seperti area parkir, mushola, kantin, fasilitas pendukung lainnya.

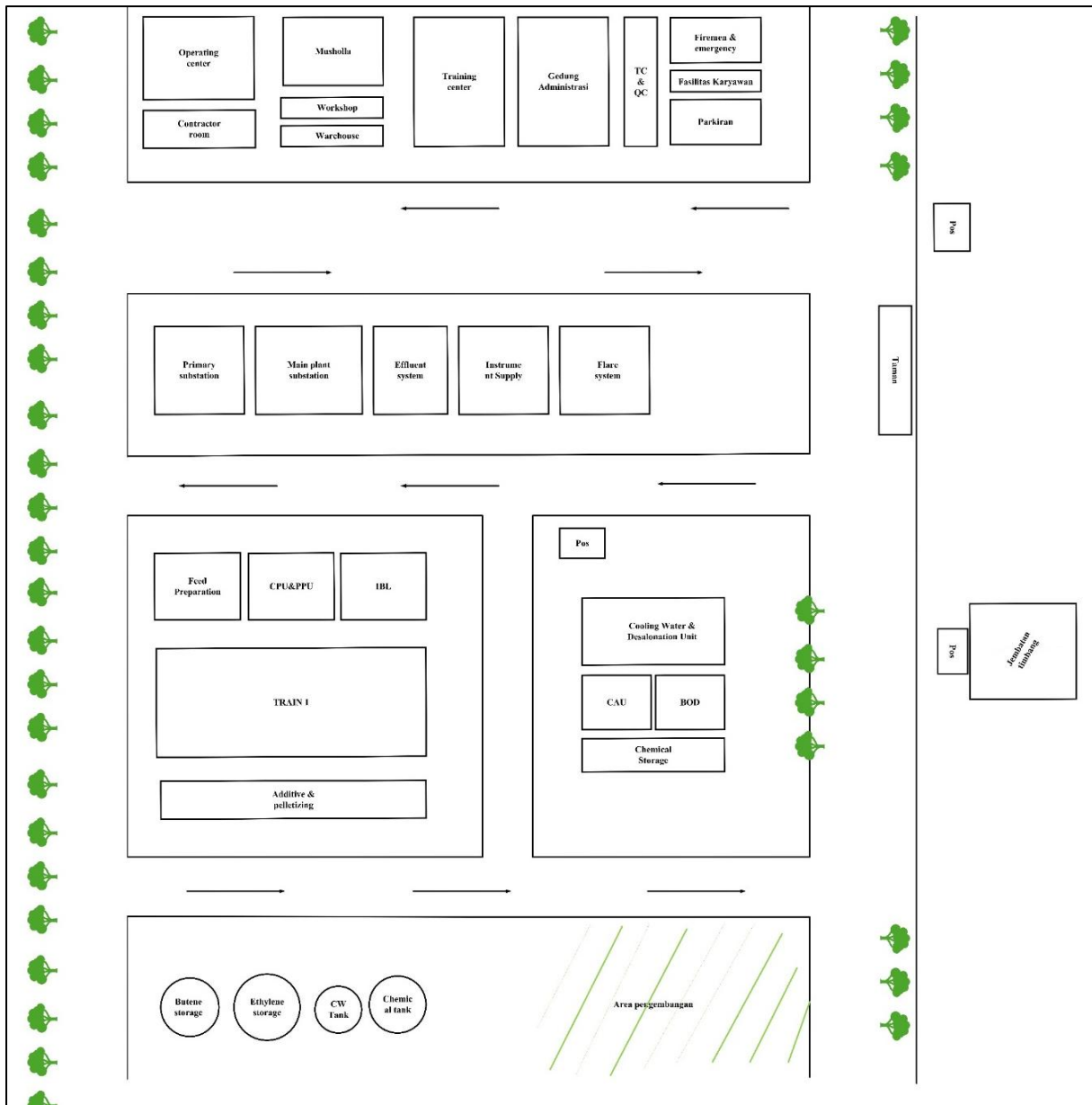
- **Zona Merah**

Merupakan area dengan tingkat risiko tinggi meliputi daerah proses, utilitas, dan bengkel. Daerah proses sebagai lokasi berlangsungnya operasi utama dan reaksi kimia, sehingga memerlukan perhatian khusus dalam perencanaan dan penempatannya, demi menjamin keselamatan kerja. Area utilitas sebagai pusat penyediaan kebutuhan penunjang proses, seperti air, udara tekan, dan tenaga listrik, sangat penting untuk mendukung kelancaran operasional pabrik. Adapun untuk ukuran bangunan pabrik dapat dilihat pada Tabel 2.30 dan tata letak bangunan dapat dilihat pada Gambar 2.5 dibawah ini.

Tabel 2.30 Ukuran Bangunan Pabrik

Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m²)
<i>Pos Security</i>	5 × 6	30
Musholla	8 × 10	80
Gedung Administrasi	15 × 20	300
<i>Training Center</i>	10 × 15	150
Gedung <i>Fire & Emergency</i>	10 × 15	150
Gedung TC & QC	12 × 15	180
<i>Contractor Room</i>	10 × 10	100
Parkiran	20 × 20	400

Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m²)
Taman	15 × 15	225
Jembatan Timbang	5 × 20	100
<i>Operating Center</i>	15 × 15	225
<i>Additive & Pellet izing</i>	20 × 20	400
<i>Train 1 (Reaktor utama)</i>	25 × 30	750
<i>Feed Preparation</i>	15 × 15	225
CPU & PPU	15 × 20	300
IBL	15 × 15	225
<i>Warehouse</i>	20 × 20	400
<i>Workshop</i>	15 × 15	225
<i>Chemical Storage</i>	15 × 15	225
<i>Butene Storage</i>	12 × 15	180
<i>Ethylene Storage</i>	15 × 15	225
<i>Cooling water + Desalination</i>	20 × 20	400
CAU	10 × 15	150
BOG	10 × 15	150
<i>Effluent System</i>	15 × 15	225
<i>Instrument Supply</i>	10 × 10	100
<i>Main Substation</i>	10 × 15	150
<i>Primary Substation</i>	10 × 15	150
<i>Flare System</i>	15 × 15	225
Total Luas Bangunan		6645
Luas Lahan		9.069
Area Pengembangan		2.267



Gambar 2.5 Tata Letak Bangunan

2.6.2 Tata Letak Peralatan Proses

Tata letak peralatan pabrik merupakan pengaturan optimal dari seluruh komponen fasilitas produksi. Dalam merancang susunan mesin dan alat proses, terdapat beberapa aspek penting yang harus diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaturan aliran bahan baku dan produk harus dirancang secara tepat agar proses produksi dapat berlangsung secara lancar, aman dan ekonomis. Selain itu penempatan dan elevasi pemipaan perlu diperhatikan agar tidak mengganggu lalu lintas pekerja maupun aktivitas operasional di area pabrik.

2. Aliran udara

Arah aliran udara dan hembusan angin di dalam maupun sekitar area proses harus dipertimbangkan dengan baik untuk mencegah terjadinya stagnasi udara. Akumulasi bahan kimia berbahaya akibat sirkulasi udara yang buruk dapat membahayakan keselamatan pekerja, sehingga sistem ventilasi dan penempatan peralatan perlu dirancang secara memadai.

3. Penerangan

Sistem penerangan di seluruh area pabrik harus memenuhi standar yang memadai untuk mendukung aktivitas operasional. Pada area proses yang memiliki tingkat bahaya atau risiko tinggi, diperlukan penerangan tambahan guna meningkatkan keselamatan dan kenyamanan kerja.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Perancangan tata letak peralatan harus memungkinkan akses yang mudah dan cepat bagi pekerja ke seluruh unit proses. Hal ini penting untuk mempercepat penanganan apabila terjadi gangguan atau kerusakan peralatan, serta untuk menjamin keselamatan pekerja selama menjalankan tugasnya. Selain itu, jalur kendaraan operasional juga harus diatur agar tidak mengganggu aktivitas produksi.

5. Pertimbangan ekonomi

Penempatan peralatan proses diupayakan dapat meminimalkan biaya operasi dan perawatan, tanpa mengabaikan aspek kelancaran dan keamanan proses produksi. Dengan demikian, tata letak pabrik yang dirancang dapat memberikan keuntungan secara ekonomi.

6. Jarak antar alat proses

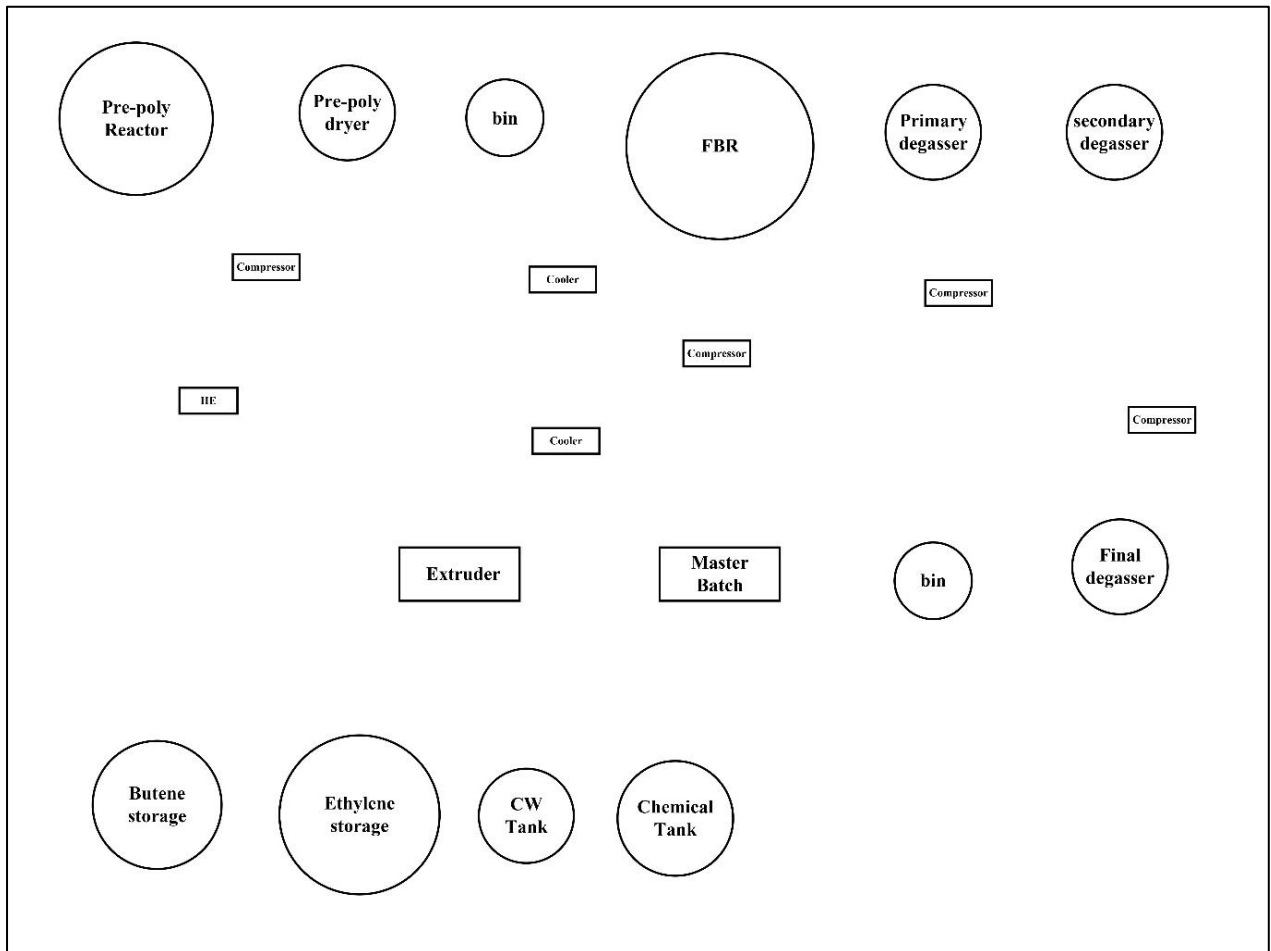
Jarak antar peralatan proses perlu diminimalkan sejauh masih memenuhi persyaratan keselamatan dan kemudahan operasional. Pengaturan jarak yang efisien akan mengurangi kebutuhan ruang dan menekan biaya investasi

7. Keamanan

Peralatan proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi sebaiknya ditempatkan terpisah dari peralatan lainnya untuk mengurangi risiko kerusakan apabila terjadi kebakaran atau ledakan. Selain itu, tata letak harus dirancang sedemikian rupa agar tidak ada area yang menyulitkan evakuasi dan mudah dijangkau oleh peralatan pemadam kebakaran.

8. Perluasan dan pengembangan pabrik

Tata letak pabrik perlu mempertimbangkan kemungkinan perluasan atau penambahan unit di masa mendatang. Oleh karena itu, susunan peralatan dan fasilitas harus dirancang secara fleksibel agar memungkinkan pengembangan pabrik tanpa mengganggu proses produksi yang telah berjalan. Adapun denah alat dapat dilihat pada Gambar 2.6 dibawah ini.



Gambar 2.6 Denah Alat