

## II. DESKRIPSI PROSES

Untuk pabrik *Polyvinyl Chloride* ini ada dua tahap yang diperlukan yaitu tahap pembuatan  $C_2H_4$  dan  $HCl$  menjadi  $C_2H_3Cl$ , selanjutnya  $C_2H_3Cl$  yang terbentuk akan dijadikan bahan baku pada tahap pembuatan  $(C_2H_3Cl)_n$ .

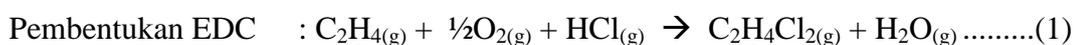
### A. Pembuatan $C_2H_3Cl$ dari $C_2H_4$ dan $HCl$

Proses pembuatan  $C_2H_3Cl$  secara garis besar dalam skala industri dikenal ada beberapa proses, di antaranya:

- a. Proses *Oxy-Hydrochlorination*  $C_2H_4$
- b. Proses Klorinasi  $C_2H_4$
- c. Proses klorinasi langsung

#### a) Proses *Oxy-Hydrochlorination* $C_2H_4$

Reaksi :



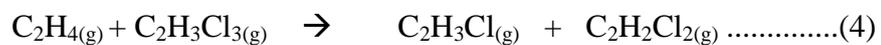
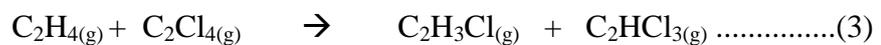
$$G^{\circ} = -52686,73 \text{ Btu/lbmol}$$

Pada proses *Oxy-Hydrochlorination*, Etilen diklorida dengan rumus molekul  $C_2H_4Cl_2$  (EDC) diproduksi dengan mereaksikan  $C_2H_4$ ,  $O_2$ , dan  $HCl$ . Reaksi berlangsung eksoterm. Katalis yang sering digunakan pada reaksi ini biasanya

adalah  $\text{CuCl}_2$ , *potassium chloride*, atau *lanthanum chloride*. Reaksi berlangsung pada suhu 200-300°C. kemudian dilanjutkan dengan proses *cracking*  $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$  pada suhu 500°C, tekanan 4 atm, pada proses ini dihasilkan  $\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}$  dengan konversi 55-60%, dan dihasilkan produk samping HCl.

### b) Proses Klorinasi Etilen

Reaksi :



Reaksi *Overall* :



$$G^\circ = 33241,48 \text{ Btu/lbmol}$$

Proses klorinasi etilen ini menggunakan  $\text{C}_2\text{H}_4$  dan *perchloroethylene* sebagai bahan baku. Dimana bahan baku direaksikan di dalam reaktor *bubble column* pada temperatur 350 – 550°C tekanan 5 – 20 atm. Secara garis besar proses klorinasi etilen terdiri dari dua tahap, yaitu tahap reaksi dan tahap *recovery* produk.

$\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}$  dan *perchloroethylene* dikombinasikan dengan *recycle*  $\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}$  dan *recycle perchloroethylene*. Campuran dari reaktor didinginkan untuk memisahkan produk dan *reagent* yang tidak bereaksi. Gas  $\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}$  yang tidak terkonsumsi di-*recycle* ke reaktor.  $\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}$  di-*recovery* sebagai produk.  $\text{C}_2\text{HCl}_3$  dan  $\text{C}_2\text{H}_2\text{Cl}_2$  diambil sebagai by produk atau di-*recycle* bersama-sama dengan  $\text{C}_2\text{Cl}_4$  yang tidak bereaksi untuk di-*recycle* ke reaktor. *Liquid* dari *quenching tower* dialirkan ke

VCM tower, dimana VCM didistilasi dan di-recovery pada overhead sebagai produk kotor. *Heavier stream* dari VCM tower dialirkan ke *perc tower*. Aliran *bottom perc tower* di-recycle kembali ke reaktor. Aliran ini mengandung  $C_2Cl_4$  yang tidak bereaksi, dan mengandung  $C_2H_2Cl_2$  dan  $C_2HCl_3$ .

### c) Proses Klorinasi Langsung



$$G^0 = 13652,74 \text{ Btu/lbmol}$$

Proses ini dimulai berkembang seiring dengan banyaknya ketersediaan  $C_2H_4$  di tahun 50'an. Prosesnya menggunakan klorinasi langsung terhadap  $C_2H_4$  untuk menghasilkan suatu bahan intermediet yaitu 1,2 Dichloroethane yang biasa disebut sebagai Ethylene Dichloride (EDC), diikuti pirolisa terhadap  $C_2H_4Cl_2$  untuk memproduksi  $C_2H_3Cl$  dengan HCl sebagai produk samping. Pada tahap klorinasi langsung reaksi dapat berjalan dengan baik pada fase cair maupun fase gas.

#### Chlorinasi Fase Cair

Apabila  $C_2H_4$  dan  $Cl_2$  direaksikan pada fase cair pada suhu  $40^\circ C$  maka hanya 85%  $Cl_2$  yang bereaksi sempurna membentuk klorinasi hidrokarbon yang lain. Reaktor yang digunakan biasa adalah reaktor gelembung (*Bubbling Reactor*). Katalis *Friedel-Craft* seperti dalam bentuk larutan suspensi dengan cairan induk  $C_2H_4Cl_2$  dan komponen klorinasi hidrokarbon yang lainnya. Untuk mengambil katalis yang terbawa cairan ini biasanya dipakai dekanter. Setelah diambil dan

dicuci dengan menggunakan kaustik soda, maka cairan tersebut dipisahkan antara  $C_2H_4Cl_2$  dan fraksi berat lainnya.

## B. Pemilihan Proses

Berdasarkan ketiga proses tersebut, maka proses pembuatan  $C_2H_3Cl$  dari proses *Oxy-Hydrochlorination* yang dipilih. Perbandingan setiap proses pada pembuatan  $C_2H_3Cl$  dapat dilihat pada tabel 2. Pertimbangan-pertimbangan pemilihan proses ini berdasarkan faktor ekonomi dan teknisnya. Berdasarkan perbandingan setiap proses proses *Oxy-Hydrochlorination* mempunyai tekanan operasi rendah sehingga menghemat energi. Sedangkan secara ekonomi harga bahan baku pembuatan  $C_2H_3Cl$  dengan proses tersebut lebih murah, disamping tingkat keamanan yang tinggi.

Tabel 2.1 Perbandingan Proses-proses Pembuatan VCM

<b>Tipe Proses</b>	<b>Keuntungan</b>	<b>Kerugian</b>
<i>Direct Chlorination</i>	Konversi 95%, reaksi spontan, tak ada konsumsi katalis, tak ada wastewater treatment	Butuh $Cl_2$ dengan kemurnian tinggi, penanganan bahan baku sulit karena beracun dan berbahaya, butuh banyak pemisahan, konsumsi energi besar.
<i>Oxy-hydrochlorination</i>	Konversi 98% HCl hasil cracking dapat direcovery sebagai bahan baku, bahan baku penunjang (udara) mudah didapat, penggunaan katalis sedikit, peralatan sederhana, tingkat keamanan tinggi, konsumsi energi paling kecil.	Butuh banyak pemisahan, impuritis $H_2O$ dan $C_2H_4Cl_2$ .
Klorinasi etilen	Peralatan Proses sederhana, Konversi 85%, tanpa katalis,	Suhu $350 - 550^{\circ}C$ tekanan $5 - 20$ atm, impuritis tinggi, bahan baku mahal, konsumsi energi cukup besar.

1. Perhitungan ekonomi kasar berdasarkan bahan baku yang diperlukan

Harga – harga bahan baku dan produk untuk kedua proses dapat dilihat pada Tabel 2.2 berikut.

Tabel 2.2 Harga bahan baku dan produk

No.	Bahan	BM (kg/kmol)	Harga (\$/kg)
1.	Asam Klorida (HCl)	36,5	0,13
2.	Etilen (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> )	28	0,14
3.	Oksigen (O <sub>2</sub> )	32	0
4.	Etilen Diklorida (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub> )	99	0,5
5.	Vinil Klorida (C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl)	62,5	0,6
6.	Polivinil Klorida ((-C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl) <sub>n</sub> )	18.750	0,85
7.	Asetilen (C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> )	26	0,42
8.	Perkloroetilen (C <sub>2</sub> Cl <sub>4</sub> )	166	1,98

(Sumber : [www. icispricing.com](http://www.icispricing.com), 2009)

**a). Proses Hidroklorinasi Asetilen**



Diketahui:

- kapasitas produksi : 100.000.000 kg/tahun (BM C<sub>2</sub>H<sub>3</sub>Cl = 62,5 kg/kmol)

Harga bahan baku :

- C<sub>2</sub>H<sub>2</sub> = \$ 0,42/kg (BM = 26 kg/kmol)

- HCl = \$ 0,13/kg (BM = 36,5 kg/kmol)

Jika kapasitas produksi 100.000.000 kg/tahun, maka :

$$100.000.000 \text{ kg/tahun} = \frac{100.000.000 \text{ kg / tahun}}{62,5 \text{ kg / kmol}} = 1.600.000 \text{ kmol/tahun}$$

Dari stokiometri untuk mendapatkan 1.600.000 kmol/tahun, dibutuhkan :

$$\text{C}_2\text{H}_2 = \frac{1}{1} \times 1.600.000 \text{ kmol/tahun}$$

$$= 1.600.000 \text{ kmol/tahun} \times 26 \text{ kg/kmol}$$

$$= 41.600.000 \text{ kg/tahun}$$

$$\text{Price/year} = 41.600.000 \text{ kg/tahun} \times \$ 0,42/\text{kg}$$

$$= \$ 17.472.000/\text{tahun}$$

$$\text{HCl} = \frac{1}{1} \times 1.600.000 \text{ kmol/tahun}$$

$$= 1.600.000 \text{ kmol/tahun} \times 36.5 \text{ kg/kmol} = 58.400.000 \text{ kg/tahun}$$

$$\text{Price/year} = 58.400.000 \text{ kg/tahun} \times \$ 0,13 /\text{kg}$$

$$= \$ 7.592.000,00 / \text{tahun}$$

Total biaya bahan baku : \$ 25.064.000,00 /tahun

Harga produksi vinil klorida dengan proses hidroklorinasi asetilen :

$$\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl} = \frac{\$25.064.000 / \text{tahun}}{100.000.000 \text{ kg} / \text{tahun}} = \$ 0,2506 /\text{kg}$$

Jadi, harga produksi  $\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl} = \$ 0,2506 /\text{kg}$

#### **b). Proses Oxychlorination Etilen**



Diketahui :

- kapasitas produksi : 100.000.000 kg/tahun (BM  $\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl} = 62,5 \text{ kg/kmol}$ )

Harga bahan baku :

$$- \text{C}_2\text{H}_4 = \$ 0,14/\text{kg} \quad (\text{BM} = 28 \text{ kg/kmol})$$

$$- \text{HCl} = \$ 0,13/\text{kg} \quad (\text{BM} = 36,5 \text{ kg/kmol})$$

$$- \text{O}_2 = \$ 0/\text{kg} \quad (\text{BM} = 32 \text{ kg/kmol})$$

Jika kapasitas produksi 100.000.000 kg/tahun, maka :

$$100.000.000 \text{ kg/tahun} = \frac{100.000.000 \text{ kg} / \text{tahun}}{62,5 \text{ kg} / \text{kmol}} = 1.600.000 \text{ kmol/tahun}$$

Dari stokiometri untuk mendapatkan 1.600.000 kmol/tahun, dibutuhkan :

$$\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_{2(\text{g})} = \frac{1}{1} \times 1.600.000 = 1.600.000 \text{ kmol/tahun}$$

Untuk mendapatkan 1.600.000 kmol/tahun  $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_{2(\text{g})}$ , dibutuhkan :

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_4 &= \frac{1}{1} \times 1.600.000 = 1.600.000 \text{ kmol/tahun} \\ &= 1.600.000 \text{ kmol/tahun} \times 28 \text{ kg/kmol} \\ &= 44.800.000 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Price/year} &= 44.800.000 \text{ kg/tahun} \times \$ 0,5 / \text{kg} \\ &= \$ 22.400.000/\text{tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{HCl} &= \frac{1}{1} \times 1.600.000 \text{ kmol/tahun} \\ &= 1.600.000 \text{ kmol/tahun} \times 36,5 \text{ kg/kmol} = 58.400.000 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Price/year} &= 58.400.000 \text{ kg/tahun} \times \$ 0,13 / \text{kg} \\ &= \$ 7.592.000,00 / \text{tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 &= \frac{1}{1} \times 1.600.000 = 1.600.000 \text{ kmol/tahun} \\ &= 1.600.000 \text{ kmol/tahun} \times 32 \text{ kg/kmol} = 51.200.000 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\text{Price/year} = 51.200.000 \text{ kg/tahun} \times \$ 0 = 0$$

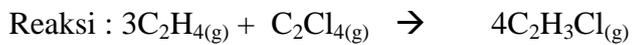
$$\text{Total biaya bahan baku } C_2H_4Cl_{2(g)} = \$ 29.992.000 \text{ /tahun}$$

Harga produksi vinil klorida dengan proses oxychlorination etilen :

$$C_2H_3Cl = \frac{\$29.992.000 / \text{tahun}}{100.000.000 \text{ kg} / \text{tahun}} = \$ 0,2999 \text{ /kg}$$

$$\text{Jadi, harga produksi } C_2H_3Cl = \$ 0,2999 \text{ /kg}$$

### c). Proses Klorinasi Etilen



Diketahui :

- kapasitas produksi : 100.000.000 kg/tahun (BM  $C_2H_3Cl = 62,5 \text{ kg/kmol}$ )

Harga bahan baku :

-  $C_2H_4$  = \$ 0,14/kg (BM = 28 kg/kmol)

-  $C_2Cl_4$  = \$ 1,98/kg (BM = 166 kg/kmol)

Jika kapasitas produksi 100.000.000 kg/tahun, maka :

$$100.000.000 \text{ kg/tahun} = \frac{100.000.000 \text{ kg} / \text{tahun}}{62,5 \text{ kg} / \text{kmol}} = 1.600.000 \text{ kmol/tahun}$$

Dari stokiometri untuk mendapatkan 1.600.000 kmol/tahun, dibutuhkan :

$$C_2H_4 = \frac{3}{4} \times 1.600.000 = 1.200.000 \text{ kmol/tahun}$$

$$= 1.200.000 \text{ kmol/tahun} \times 28 \text{ kg/kmol}$$

$$= 33.600.000 \text{ kg/tahun}$$

$$\text{Price/year} = 33.600.000 \text{ kg/tahun} \times \$ 0,5 / \text{kg}$$

$$= \$ 16.800.000 \text{ /tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{Cl}_4 &= \frac{1}{4} \times 1.600.000 = 400.000 \text{ kmol/tahun} \\ &= 400.000 \text{ kmol/tahun} \times 166 \text{ kg/kmol} \\ &= 66.400.000 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Price/year} &= 66.400.000 \text{ kg/tahun} \times \$ 1,98 / \text{kg} \\ &= \$ 131.472.000/\text{tahun} \end{aligned}$$

Total biaya bahan baku  $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2(\text{g}) = \$ 148.272.000 / \text{tahun}$

Harga produksi vinil klorida dengan proses oxychlorination etilen :

$$\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl} = \frac{\$148.272.000 / \text{tahun}}{100.000.000 \text{ kg} / \text{tahun}} = \$ 1,4827 / \text{kg}$$

Jadi, harga produksi  $\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl} = \$ 1,4827 / \text{kg}$

2. Berdasarkan Perhitungan Keuntungan Ekonomi Kasar

**a). Proses Hidroklorinasi Asetilen**



Harga bahan baku :

$$- \text{C}_2\text{H}_2 = \$ 0,42/\text{kg} \quad (\text{BM} = 26 \text{ kg/kmol})$$

$$- \text{HCl} = \$ 0,13/\text{kg} \quad (\text{BM} = 36,5 \text{ kg/kmol})$$

Harga produk :

$$\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl} = \$ 0,6 / \text{kg} \quad (\text{BM} = 62,5 \text{ kg/kmol})$$

$$\text{Basis : } 1 \text{ kg } \text{C}_2\text{H}_3\text{Cl} \text{ terbentuk} = \frac{1 \text{ kg}}{62,5 \text{ kg} / \text{kmol}} = 0,016 \text{ kmol}$$

Diketahui : konversi (X) = 0,76

- mol produk = 0,016 kmol = 1 kg  
 = mol C<sub>2</sub>H<sub>3</sub>Cl awal + mol C<sub>2</sub>H<sub>3</sub>Cl yang terkonversi  
 = N<sub>co</sub> + N<sub>Ao</sub>·X

$$0,016 \text{ mol} = 0 + N_{Ao} \cdot 0,76$$

$$N_{Ao} = 0,021 \text{ kmol} = 0,5895 \text{ kg C}_2\text{H}_2$$

$$N_{Bo} = \frac{1}{1} \times 0,021 \text{ kmol}$$

$$= 0,021 \text{ mol} = 0,657 \text{ kg HCl}$$

- harga penjualan produk utama :

$$\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl} = 1 \text{ kg} \times \$ 0,6 = \$ 0,6$$

$$\text{Total harga penjualan} = \$ 0,6$$

- biaya pembelian bahan baku :

$$1. \text{ C}_2\text{H}_2 = 0,5895 \text{ kg} \times \$ 0,42 / \text{kg} = \$ 0,2476$$

$$2. \text{ HCl} = 0,657 \text{ kg} \times \$ 0,13 / \text{kg} = \$ 0,0854$$

$$\text{Total biaya pembelian bahan baku} = \$ 0,333$$

- Keuntungan = total harga penjualan – harga bahan baku

$$= \$ 0,6 - \$ 0,33 = \$ 0,267$$

### b) Proses Oxychlorination Etilen



Harga bahan baku :

$$- \text{C}_2\text{H}_4 = \$ 0,14 / \text{kg} \quad (\text{BM} = 28 \text{ kg/kmol})$$

$$- \text{HCl} = \$ 0,13 / \text{kg} \quad (\text{BM} = 36,5 \text{ kg/kmol})$$

$$- \text{O}_2 = \$ 0 / \text{kg} \quad (\text{BM} = 32 \text{ kg/kmol})$$

Harga produk :

$$\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl} = \$ 0,6 / \text{kg} \quad (\text{BM} = 62,5 \text{ kg/kmol})$$

$$\text{Basis : } 1 \text{ kg C}_2\text{H}_3\text{Cl} \text{ terbentuk} = \frac{1 \text{ kg}}{62,5 \text{ kg/kmol}} = 0,016 \text{ kmol}$$

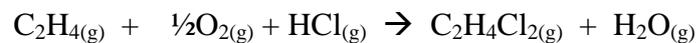
Diketahui : konversi (X) = 98 % = 0.98

- mol produk = 0,016 kmol = 1 kg  
 = mol C<sub>2</sub>H<sub>3</sub>Cl awal + mol C<sub>2</sub>H<sub>3</sub>Cl yang terkonversi  
 = N<sub>co</sub> + N<sub>Ao</sub>·X

$$0,016 \text{ mol} = 0 + N_{\text{Ao}} \cdot 0,98$$

$$N_{\text{Ao}} = 0,0162 \text{ kmol} = 1,6038 \text{ kg C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$$

C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>Cl<sub>2</sub> diperoleh dari reaksi :



$$\text{C}_2\text{H}_4 = \frac{1}{1} \times 0,0162 \text{ kmol} = 0,0162 \text{ kmol} = 0,4536 \text{ kg C}_2\text{H}_4$$

$$\text{O}_2 = \frac{2}{1} \times 0,0162 \text{ kmol} = 0,0324 \text{ kmol} = 1,0368 \text{ kg O}_2$$

$$\text{HCl} = \frac{1}{1} \times 0,0162 \text{ kmol} = 0,0162 \text{ kmol} = 0,5913 \text{ kg HCl}$$

- harga penjualan produk utama :

$$\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl} = 1 \text{ kg} \times \$ 0,6 = \$ 0,6$$

$$\text{Total harga penjualan} = \$ 0,6$$

- biaya pembelian bahan baku :

$$1. \text{ C}_2\text{H}_4 = 0,4536 \text{ kg} \times \$ 0,42 / \text{kg} = \$ 0,1905$$

$$2. \text{ HCl} = 0,5913 \text{ kg} \times \$ 0,13 / \text{kg} = \$ 0,0769$$

$$3. \text{ O}_2 = 1,0368 \text{ kg} \times \$ 0 = 0$$

Total biaya pembelian bahan baku = \$ 0,2674

- Keuntungan = total harga penjualan – harga bahan baku  
= \$ 0,6 – \$ 0,2674 = \$ 0,3326

### c). Proses Klorinasi Etilen



Harga bahan baku :

$$- \text{C}_2\text{H}_4 = \$ 0,14/\text{kg} \quad (\text{BM} = 28 \text{ kg/kmol})$$

$$- \text{C}_2\text{Cl}_4 = \$ 1,98/\text{kg} \quad (\text{BM} = 166 \text{ kg/kmol})$$

Harga produk :

$$\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl} = \$ 0,6 /\text{kg} \quad (\text{BM} = 62,5 \text{ kg/kmol})$$

$$\text{Basis : } 1 \text{ kg C}_2\text{H}_3\text{Cl terbentuk} = \frac{1\text{kg}}{62,5\text{kg} / \text{kmol}} = 0,016 \text{ kmol}$$

Diketahui : konversi (X) = 89% = 0,89

- mol produk = 0,016 kmol = 1 kg  
= mol C<sub>2</sub>H<sub>3</sub>Cl awal + mol C<sub>2</sub>H<sub>3</sub>Cl yang terkonversi  
= N<sub>co</sub> + N<sub>Ao</sub>·X

$$0,016 \text{ mol} = 0 + N_{A0} \cdot 0,89$$

$$N_{A0} = 0,0179 \text{ kmol} = \frac{3}{4} \times 0,0179 \text{ kmol} = 0,0134 \text{ kmol C}_2\text{H}_4$$

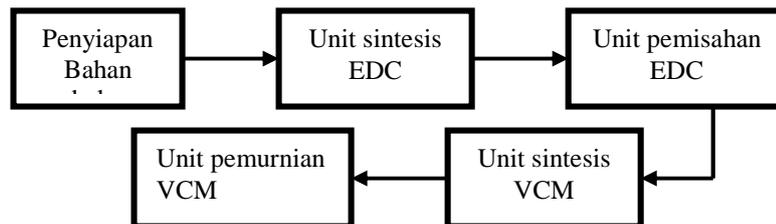
$$= 0,3759 \text{ kg C}_2\text{H}_4$$

$$N_{B0} = \frac{1}{4} \times 0,0179 \text{ kmol}$$

$$= 0,0045 \text{ kmol} = 0,747 \text{ kg C}_2\text{Cl}_4$$

- harga penjualan produk utama :  
 $C_2H_3Cl = 1 \text{ kg} \times \$ 0,6 = \$ 0,6$   
 Total harga penjualan = \$ 0,6
- biaya pembelian bahan baku :
  1.  $C_2H_4 = 0,3759 \text{ kg} \times \$ 0,14 /\text{kg} = \$ 0,0526$
  2.  $C_2Cl_4 = 0,747 \text{ kg} \times \$ 1,98/\text{kg} = \$ 1,4791$
 Total biaya pembelian bahan baku = \$ 1,5317
- Keuntungan = total harga penjualan – harga bahan baku  
 $= \$ 0,6 - \$ 1,5317 = - \$ 0,9317$

### C. Deskripsi Proses Pembuatan VCM

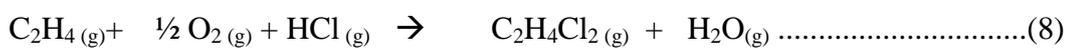


**Gambar 2.1 Blok Diagram Pembuatan VCM**

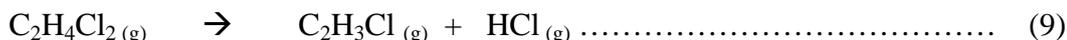
Proses pembuatan  $C_2H_3Cl$  melalui proses *oxy-hydrochlorination*  $C_2H_4$  secara garis besar meliputi tahap tahap:

- a. Reaksi *oxy-hydrochlorination* didalam reaktor
- b. *Cracking*  $C_2H_4Cl_2$  menjadi  $C_2H_3Cl$
- c. Pemurnian  $C_2H_3Cl$

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



Reaksi *cracking* di furnace:



Proses *oxy-hydrochlorination* ini menggunakan  $\text{C}_2\text{H}_4$ ,  $\text{HCl}$  dan  $\text{O}_2$  yang diambil langsung dari udara sebagai bahan bakunya. Bahan-bahan ini dipanaskan masing-masing menggunakan *heat exchanger* (HE-101, HE-102, HE-103) untuk menaikkan temperatur.. Dimana direaksikan di dalam Reaktor *Fluidized* (R-101) pada temperatur  $240^\circ\text{C}$  dengan tekanan 3,95 atm. Gas – gas hasil reaksi di reaktor dipisahkan di *separator* dalam hal ini adalah *partial condenser* (CP-101) dan (CP-102) untuk memisahkan gas-gas  $\text{C}_2\text{H}_4$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{HCl}$  yang tidak terkondensasi dari produk etilen diklorida ( $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$ ) *liquid*. kemudian  $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$  dipompa menuju *dekanter* (DC-101) uuntuk memisahkannya dari  $\text{H}_2\text{O}$ .

$\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$  di-*cracking* di *furnace* (FR-101) yang merupakan reaktor tipe pipa (*pipe reactor*) dengan pemanasan menggunakan panas hasil pembakaran *fuel gas*. Reaksi terjadi pada temperatur  $500^\circ\text{C}$  untuk mendapatkan  $\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}$ . Konversi reaksi *cracking* yang terjadi sebesar 55%, sehingga  $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$  perlu direcycle kembali ke *furnace*. Produk dari *furnace* dikondensasikan di *partial condenser* (C-103) untuk memisahkan  $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  sebagai produk bawah yang akan masuk ke *decanter* (D-102).  $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  dari kedua *decanter* (D-101, D-102) ditampung d *mixer* (M-101).  $\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}$  dan  $\text{HCl}$  sebagai produk atas *partial condenser* dicairkan salah satunya dengan kompresor pencairan. Keluaran kompresor masuk ke *flash drum* (FD-101) untuk memisahkan gas  $\text{HCl}$  dengan liquid  $\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}$ .  $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$  dari *decanter* (D-01) dialirkan ke *decanter* (DC-102)

untuk memisahkannya dari H<sub>2</sub>O. C<sub>2</sub>H<sub>3</sub>Cl yang dihasilkan dijadikan umpan untuk pembuatan (C<sub>2</sub>H<sub>3</sub>Cl)<sub>n</sub>

## 2.2 Pembuatan C<sub>2</sub>H<sub>3</sub>Cl menjadi (C<sub>2</sub>H<sub>3</sub>Cl)<sub>n</sub>

Proses pembuatan Vinil klorida monomer (C<sub>2</sub>H<sub>3</sub>Cl) menjadi Polyvinyl Chloride (C<sub>2</sub>H<sub>3</sub>Cl)<sub>n</sub> secara garis besar dalam skala industri dikenal ada beberapa proses, di antaranya:

- a. Polimerisasi Bulk/Larutan
- b. Polimerisasi Suspensi
- c. Polimerisasi Emulsi

### a) Polimerisasi Bulk/Curah

Cara yang langsung dan paling sederhana untuk mengubah monomer menjadi polimer adalah polimerisasi bulk (curah). Biasanya umpan untuk proses ini terdiri dari monomer, pelarut organik, sejenis inisiator yang dapat larut dalam monomer dan suatu *agent* pemindah rantai.

Pelarut organik yang digunakan antara lain adalah *Butyl phthalate*, *Octyl adipate*, *Petroleum ethet*, *Hexane*, *Trifluorotrichloroethane* dan *Monofluorotrichloromethane*. Sedangkan inisiator yang digunakan adalah *Octyl cyclohexylsulfonyl peroxide*, *Tert butyl peroxyvalate*, *Dialkyl peroxydicarbonate*.

Beberapa persoalan serius dapat timbul dalam polimerisasi bulk ini, terutama bila melibatkan radikal bebas. Dimana pada konsentrasi monomer yang lebih tinggi, laju polimerisasi mengalami percepatan yang berbeda dengan pola kinetik klasik. Fenomena ini dikenal dengan istilah *autoacceleration* atau efek gel.

Alasan-alasan yang menjelaskan gejala diatas berkaitan dengan perbedaan antara tahapan propagasi dan terminasi, serta larutan polimer yang memiliki viskositas yang sangat tinggi yang menyebabkan perpindahan panas konveksi tidak efektif. Akibat dari semua itu, koefisien perpindahan panas keseluruhan biasanya kurang dari  $1 \text{ Btu/jam ft}^2 F$  sehingga sulit untuk memindahkan panas yang dihasilkan reaksi. Hal ini menyebabkan kenaikan temperatur dan selanjutnya kenaikan laju reaksi serta peningkatan panas yang akhirnya dapat merusak peralatan atau polimer.

Polimerisasi bulk pada umumnya digunakan untuk memperoleh benda-benda dengan bentuk yang diinginkan dengan melaksanakan polimerisasi langsung dalam cetakan. Beberapa contoh misalnya pengecoran, *potting*, komponen elektrik dan bahan – bahan penguat.

➤ Keuntungan

- a. Melibatkan monomer, pelarut, inisiator dan mungkin bahan pemindah rantai, dengan polimerisasi ini dapat diperoleh polimer semurni mungkin. Hal ini penting dalam aplikasi listrik dan optik.

- b. Berbagai benda langsung dapat dicetak sebaik mungkin. Proses ini merupakan satu-satunya cara mendapatkan benda-benda cetakan seperti itu tanpa berbagai perlakuan terhadap bahan yang lebih besar.
- c. Polimerisasi curah memberikan yield per volume reaktor paling besar.

➤ Kerugian

- a. Seringkali sulit dikendalikan
- b. Untuk mengendalikannya, proses harus dilaksanakan perlahan, yang secara ekonomis jelas tidak menguntungkan.
- c. Sulit mendapatkan sekaligus laju dan panjang rata-rata rantai yang tinggi karena efek-efek penghambat dari konsentrasi inisiator.
- d. Akan sulit untuk menghilangkan sisa monomer yang tidak bereaksi. Hal ini akan sangat penting jika polimer yang dihasilkan akan digunakan dalam proses yang melibatkan persentuhan dengan makanan.

**b) Polimerisasi Suspensi**

Salah satu cara untuk memudahkan pemindahan panas pada polimerisasi bulk adalah dengan memilih salah satu dimensi masa reaksi yang kecil. Hal ini dilakukan dalam polimerisasi suspensi, dengan jalan membuat suspensi monomer dalam bentuk tetesan berdiameter 0,01 – 1 mm di dalam cairan bukan pelarut yang inert (hampir selalu digunakan air). Dengan cara ini

setiap tetesan berperan sebagai satu reaktor curah tapi dengan dimensi yang sangat kecil sehingga perpindahan panas tidak menjadi masalah dan panas dapat disingkirkan dari medium suspensi inert yang memiliki viskositas rendah.

Karakteristik penting dari sistem ini adalah suspensi yang terbentuk tidak stabil secara termodinamik dan harus dijaga dengan pengadukan dan penambahan bahan pensuspensi. Umpan yang digunakan dapat terdiri dari monomer yang larut dalam air, inisiator yang larut dalam monomer, bahan pensuspensi yang dapat berupa koloid pelindung atau garam anorganik tak larut.

Ukuran manik polimer tergantung pada tingkat pengadukan, sifat asar monomer dan sistem suspensi. Pada saat konversi 20-70%, pengadukan menjadi sangat penting. Pada saat konversi dibawah 20% fasa organik masih cukup cair untuk kembali terdispersi dan diatas 70% partikel menjadi cukup kaku sehingga dapat mencegah penggumpalan, tetapi jika pengadukan berhenti atau berkurang diantara kedua batas konversi tersebut partikel yang lengket akan bergabung menjadi gumpalan massa yang cukup besar dan manik polimer yang terbentuk pun akan lebih besar.

Oleh karena hampir semua sistem aliran memiliki ruang stagnan yang relatif lebih banyak sehingga pelaksanaan polimerisasi suspensi secara kontinu

menjadi tidak praktis. Reaktor yang digunakan biasanya dilengkapi dengan jaket pendingin.

➤ Keuntungan

- a. Tidak ada kesulitan dengan pengendalian panas reaksi polimerisasi.
- b. Reaktor polimerisasi sederhana
- c. Proses polimerisasi ini lebih murah dibandingkan dengan yang lain baik polimerisasi emulsi maupun polimerisasi bulk, karena tidak membutuhkan pengemulsi, reaksi hanya terjadi di dalam satu reaktor tidak seperti pada polimerisasi bulk yang membutuhkan dua reaktor.
- d. Polimer diperoleh dalam bentuk yang mudah ditangani dan seringkali dapat langsung digunakan.

➤ Kerugian

- a. Polimerisasi tidak dapat dilaksanakan secara kontinu.
- b. Polimer yang dihasilkan sedikit kurang murni dibandingkan hasil polimerisasi bulk karena sisa bahan pensuspensi yang teradsorpsi di permukaan partikel

**c) Polimerisasi Emulsi**

Proses polimerisasi emulsi menyerupai polimerisasi suspensi kecuali tetes – tetes monomer pada polimerisasi emulsi dalam ukuran mikroskopis. Air digunakan sebagai *carrier* dengan *emulsifying agent* untuk mengemulsikan

partikel yang sangat kecil serta inisiator untuk mempercepat reaksi.

*Emulsifying agent* yang digunakan antara lain adalah asam akrilat, asam metakrilat, stiren, vinyl asetat, n-metilol akrilamida, akrilonitril dan asam itasonik. Inisiator yang digunakan yaitu *Hydrogen peroxide, paracetic acid, butyl peroxide, dibenzoyl peroxide dan perbenzoic acid*.

➤ Keuntungan

- a. Pengendalian mudah
- b. Dapat diterapkan untuk polimerisasi secara kontinyu
- c. Ukuran lateks yang kecil akan menurunkan residu monomer.

➤ Kerugian

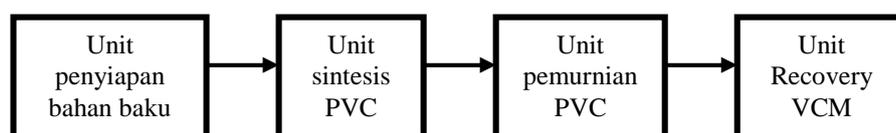
- a. Sulit untuk memperoleh polimer yang murni. Permukaan partikel-partikel kecil yang sangat luas memberikan ruang yang sangat besar bagi zat-zat pengotor yang teradsorpsi.
- b. Berat molekul dari polimer terlalu tinggi untuk ukuran yang layak
- c. Air dalam massa reaksi menurunkan yield per volume reactor.
- d. Proses ini jarang digunakan untuk produksi secara komersial karena memerlukan bahan pencuci, stabilisator dan pengemulsi yang harganya mahal, koagulan disamping inisiator.

Tabel 2.3 Perbandingan Proses – proses polimerisasi

Jenis Polimerisasi	Keuntungan	Kerugian
Polimerisasi Bulk / curah	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Kemurnian polimer tinggi</li> <li>- Berbagai benda dapat langsung dicetak</li> <li>- Yield per volume reactor paling besar.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Sulit mengendalikan panas reaksi</li> <li>-Pengendalian membutuhkan proses dengan biaya tinggi</li> <li>- Sulit mendapatkan sekaligus laju dan panjang rata-rata rantai</li> <li>- Sulit menghilangkan sisa monomer yang tiak bereaksi</li> </ul>
Polimerisasi Suspensi	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Tidak ada kesulitan dalam mengendalikan panas reaksi</li> <li>- Reaktor polimerisasi sederhana</li> <li>- Lebih ekonomis</li> <li>- Polimer diperoleh dalam bentuk yang mudah ditangani</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Proses tidak dapat dilakukan secara kontinu</li> <li>- Polimer yang dihasilkan kurang murni</li> <li>- Yield per volume reaktor lebih rendah dari polimerisasi bulk</li> </ul>
Polimerisasi Emulsi	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Pengendalian mudah</li> <li>- Proses dapat dilakukan secara kontinu</li> <li>- Ukuran lateks yang kecil menurunkan residu monomer</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Sulit diperoleh polimer yang murni</li> <li>- Berat molekul polimer terlalu tinggi</li> <li>- Yield per volume reaktor rendah</li> <li>- Proses membutuhkan biaya tinggi</li> </ul>

Pabrik ini direncanakan menggunakan tipe polimerisasi suspensi setelah melihat aspek kelebihan dan aspek kekurangan dari ketiga tipe polimerisasi di atas.

#### D. Deskripsi Proses Pembuatan PVC



Gambar 2.2 Blok Diagram Pembuatan PVC

1. Unit penyiapan bahan baku
2. Unit pembentukan Polyvinyl Chloride ( polimerisasi suspensi )
3. Unit pemisahan produk dan recovery  $C_2H_3Cl$

#### 1) Unit penyiapan bahan baku

Pada tahap ini bertujuan untuk menyiapkan  $C_2H_3Cl$ ,  $(C_4H_6O_2)_n$  sebagai *suspending agent*,  $C_4H_{10}O_4$  sebagai inisiator dan  $C_4H_6$  sebagai *dead-chain agent* sebelum dimasukkan ke dalam reaktor.

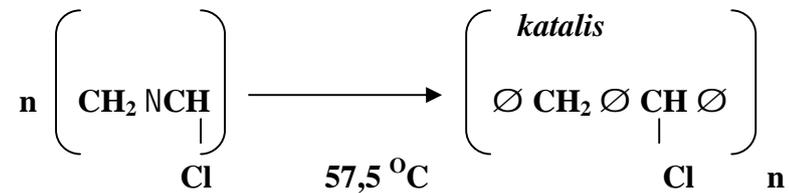
Bahan baku  $C_2H_3Cl$  diperoleh dari unit pembuatan  $C_2H_3Cl$  dengan kemurnian 99,9 %.

Tahap penyiapan bahan baku meliputi :

1.  $C_2H_3Cl$  keluaran *flash drum* (FD-101) dipompa menuju *mixer* (M-201) untuk dicampur dengan  $(C_4H_6O_2)_n$ ,  $C_4H_{10}O_4$ ,  $C_4H_6$  dan  $H_2O$  untuk kemudian dipompa menuju reaktor.
2.  $(C_4H_6O_2)_n$  dari *storage* diangkut dengan menggunakan *belt conveyor* menuju *mixer* (M-101) sebanyak 0,025% berat  $C_2H_3Cl$ .
3.  $C_4H_{10}O_4$  dari *storage* diangkut dengan menggunakan *belt conveyor* menuju *mixer* (M-101) sebanyak 0,05% berat  $C_2H_3Cl$ .
4.  $C_4H_6$  dari *storage* diangkut dengan menggunakan *belt conveyor* menuju *mixer* (M-101) sebanyak 0,025% berat  $C_2H_3Cl$ .
5.  $H_2O$  dari utilitas dipompa menuju *mixer* (M-101) sebanyak 1,2 berat  $C_2H_3Cl$ .

## 2) Unit reaksi polimerisasi suspensi

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor adalah



Reaktor pembentukan *Polyvinyl Chloride* ini merupakan jenis reaktor batch berpengaduk yang dilengkapi dengan jaket pendingin. Reaktor dioperasikan pada suhu  $57,5 \text{ } ^\circ\text{C}$  dan tekanan  $7,6 \text{ atm}$ . Karena reaksi pembentukan  $(\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl})_n$  merupakan reaksi eksotermis, maka untuk mempertahankan suhu dalam reaktor, panas yang ditimbulkan oleh reaksi dihilangkan dengan pendinginan oleh *dowtherm A* yang masuk pada suhu  $15 \text{ } ^\circ\text{C}$  dan keluar pada suhu  $55 \text{ } ^\circ\text{C}$ . Reaktor ini dilengkapi pengaduk guna menjaga homogenitas didalam reaktor. Waktu yang dibutuhkan untuk reaksi polimerisasi ini adalah 5-6 jam. Produk yang keluar terdiri dari  $\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}$  sisa,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $(\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2)_n$ ,  $\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_4$ ,  $\text{C}_4\text{H}_6$  serta  $(\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl})_n$ .

## 3) Unit pemisahan produk dan recovery $\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}$

### a. Pemisahan produk utama

Pada tahap ini bertujuan untuk memisahkan  $(\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl})_n$  dari campurannya yang berupa cairan. Produk dari reaktor dialirkan ke *flash drum* (FD-201) untuk memisahkan gas  $\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}$  yang tidak bereaksi. Kemudian hasil bawah FD-201 yang terdiri dari  $\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}$  sisa,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $(\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2)_n$ ,  $\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_4$ ,  $\text{C}_4\text{H}_6$  serta  $(\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl})_n$  dialirkan ke *stripping column* (ST-201) untuk memisahkan  $\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}$  sisa yang menempel pada permukaan partikel  $(\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl})_n$ . Cake yang keluar dari bagian

bawah ST-201 dialirkan ke *centrifuge* (CF-201) untuk memisahkan  $(C_2H_3Cl)_n$  dari filtratnya.  $C_2H_3Cl$  hasil atas FD-201 dan ST-201 dicairkan kembali di *partial condenser* (CP-201) untuk dicairkan kembali.

Cake yang dari *centrifuge* yang sebagian besar terdiri dari partikel  $(C_2H_3Cl)_n$  diangkut dengan *belt conveyor* menuju *rotary dryer* untuk menghilangkan  $H_2O$  yang terikat pada produk agar kurang dari 0,3 %. Produk keluar dari *rotary dryer* diangkut dengan *belt conveyor* menuju *jet mills* untuk penyeragaman ukuran. Ukuran  $(C_2H_3Cl)_n$  yang lolos *screening* sebesar 0,05 mm akan diangkut menuju unit pengantongan.

#### **b. Recovery**

Pada tahap ini mempunyai tujuan untuk memisahkan gas  $C_2H_3Cl$  dengan uap air yang berasal dari FD-201 dan ST-201. Kedua uap tersebut dikondensasikan terlebih dahulu kemudian, gas  $C_2H_3Cl$  akan di-*recycle* ke FD-101.