

**EXECUTIVE SUMMARY**  
**TUGAS PERANCANGAN PABRIK KIMIA**



**TUGAS PERANCANGAN PABRIK CUMENE PROSES DOW-KELLOG DENGAN**  
**KAPASITAS 140.000 TON/TAHUN**

**Oleh :**

**Arif Budiarto**

**L2C008015**

**Ganish Eko Mayndra**

**L2C008048**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK**  
**UNIVERSITAS DIPONEGORO**  
**SEMARANG**  
**2011**

## EXECUTIVE SUMMARY

<b>JUDUL TUGAS</b>	<b>Perancangan Pabrik Cumene Proses Dow-Kellog Dengan Kapasitas 140.000 Ton/Tahun</b>
	<b>KAPASITAS PRODUKSI      140.000 Ton/Tahun</b>

### I. STRATEGI PERANCANGAN

Latar Belakang	Penggunaan bahan kimia dari Isopropyl Benzene (Cumene) seperti phenol, phenolic resin dan aceton, oleh industri-industri di Indonesia masih mengimpor dari Italia, Jerman dan Belanda. Krisis multi dimensi yang melanda Indonesia sampai sekarang, belum juga pulih, ditandai dengan semakin terpuruknya nilai tukar rupiah terhadap dollar. Hal ini berakibat pada industri yang memakai bahan baku impor tidak dapat bertahan, sehingga menyadarkan kita untuk mengurangi ketergantungan terhadap impor.
Dasar Penetapan Kapasitas Produksi	Penentuan kapasitas produksi 140.000 ton Per tahun didasari pada peningkatan rata - rata sebesar 10.96 % per tahun sehingga, diperkirakan kebutuhan cumene yang belum mampu dipenuhi oleh produksi dalam negeri pada tahun 2015 nanti mencapai 111.801,82 ton. Sedangkan kelebihan produk sebesar 28.198,18 ton/tahun bisa dipasarkan ke luar negeri.
Dasar Penetapan Lokasi Pabrik Pemilihan Proses	Ditinjau dari segi geografis dan ekonomis, lokasinya cukup strategis yaitu di kawasan industry Merak. Karena ada beberapa faktor yang mendukung, yaitu: dekat dengan sumber bahan baku (propylene dipenuhi oleh PT. Chandra Asri di Cilegon) , tenaga kerja (tenaga kerja lokal dan mahasiswa-mahasiswa Indonesia),pemasaran produk (sangat strategis untuk pemasaran terutama bagi industri barang-barang sintetis di dalam

	negeri baik di kawasan Jakarta, Cilegon, Merak, Serang dan Tangerang maupun ekspor ke luar negeri, karena dekat dengan pelabuhan yang memadai), sarana transportasi (letak pabrik dekat dengan pelabuhan yang memadai seperti Pelabuhan Indonesia II Cilegon, Pelabuhan Merak sebagai pelabuhan penyeberangan, lebih dekat ke Pelabuhan Tanjung Priok sebagai pelabuhan internasional dan jalan raya), penyediaan air (berasal dari Selat Sunda), penyediaan bahan bakar dan energi (listrik PLTA Banten maupun utilitas pabrik-pabrik besar yang berada di Merak seperti PT. Mitsubishi Chemical Indonesia dan PT. PENI).
<b>Bahan Baku</b>	
Jenis	Benzene
Spesifikasi	Kenampakan (30 °C) : cairan Warna : tak berwarna Kemurnian : minimum 99,9 % berat Impuritas C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> : maksimum 0,1 % berat Density (30 °C) : 0,87-0,88 gr/cm <sup>3</sup> Viscositas (30 °C) : 5,79-5,80 g/cm.det
Kebutuhan	311,73 Ton/hari
Asal	PT. Pertamina (Persero)
Jenis	Propylene
Spesifikasi	Kenampakan (30 °C) : cairan Warna : tak berwarna Kemurnian : minimum 99,5 % berat Impuritas C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> : maksimum 0,5 % berat Density (30 °C) : 0,49-0,50 gr/cm <sup>3</sup> Viscositas (30 °C) : 0,109-0,110 g/cm.det
Kebutuhan	197,10 Ton/hari

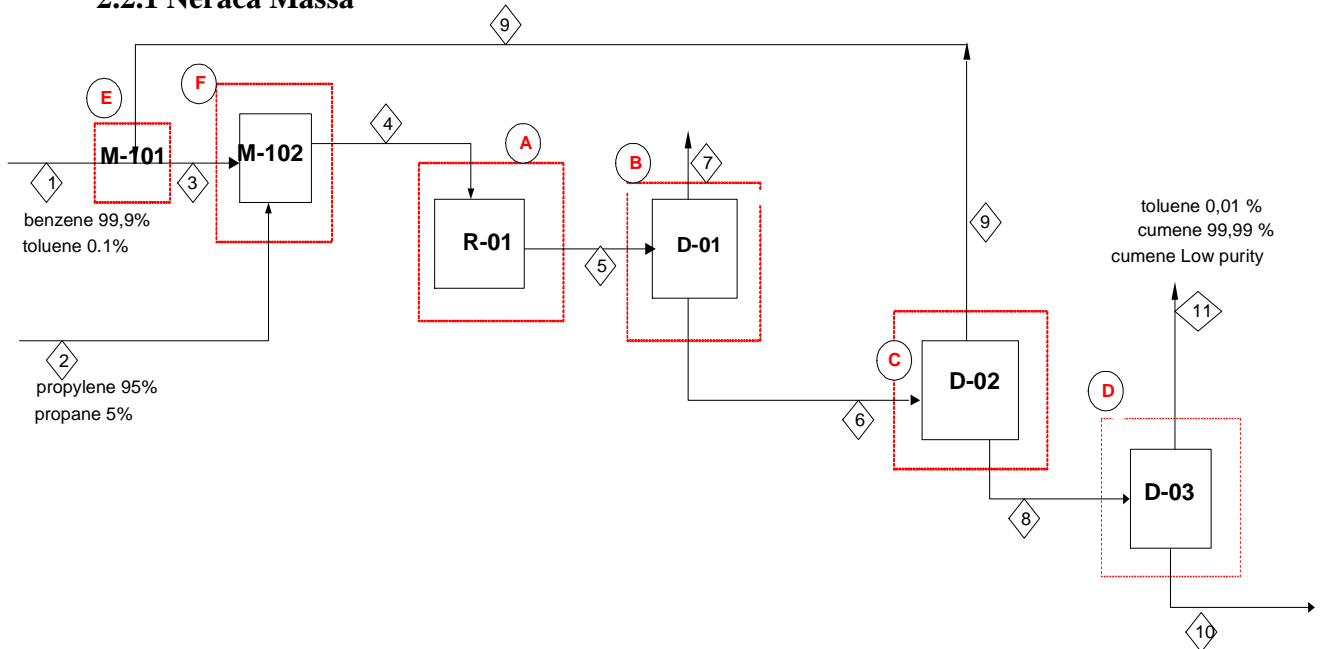
Asal	PT. Candra Asri
<b>Produk</b>	
Jenis	Cumene
Spesifikasi	Kenampakan (30 °C) : cairan Warna : tak berwarna Kemurnian : minimum 99,97 % berat Impuritas n-C <sub>9</sub> H <sub>12</sub> : maksimum 0,025% berat C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> : maksimum 0,005 % berat Density (30 °C) : 0,853-0,854 gr/cm <sup>3</sup>
Laju Produksi	424,33 Ton/hari
Daerah Pemasaran	Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan untuk dipasarkan ke luar negeri

## II. DIAGRAM ALIR PROSES DAN PENERACAAN

### 2.1. Diagram Alir Proses (Terlampir)

### 2.2. Peneracaan

#### 2.2.1 Neraca Massa



Skema Neraca Massa

**1. Neraca Massa di Lingkup A ( Sekitar Reaktor Alkylasi R – 01 )**

Komponen	Input	Output
	Arus 3 + Arus 2	Arus 5
Benzene	104.910,48	91.928,44
Toluene	7.064,39	70,69
Propylene	0,00	17.679,95
Propane	10,50	10,50
Cumene	371,81	371,81
DIPB	0,00	3.100,18
<b>Subtotal</b>	<b>112.357,18</b>	<b>113.161,57</b>
<b>Total</b>	<b>112.357,18</b>	<b>113.161,57</b>

**2. Neraca Massa di Lingkup B ( Sekitar Kolom Destilasi Propane D – 01 )**

Komponen	Input	Output	
	Arus 5	Arus 7	Arus 6
Benzene	91.928,44	0,11	91.928,35
Toluene	70,69	70,69	0,00
Propylene	17.679,95	0,00	17.679,95
Propane	10,50	0,00	10,49
Cumene	371,81	371,79	0,00
DIPB	3.100,18	0,00	3.100,18
<b>Subtotal</b>	<b>113.161,57</b>	<b>442,59</b>	<b>112.718,97</b>
<b>Total</b>	<b>113.161,57</b>	<b>113.161,57</b>	

**3. Neraca Massa di Lingkup C ( Sekitar Kolom Destilasi Benzene D – 02 )**

Komponen	Input	Output	
	Arus 6	Arus 9	Arus 8

<b>Benzene</b>	91928,35	91928,26	0,02
<b>Toluene</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Propylene</b>	17.679,95	3,23	17.676,78
<b>Propane</b>	10,49	0,00	0,16
<b>Cumene</b>	0,00	0,00	0,00
<b>DIPB</b>	3.100,18	0,00	3.100,18
<b>Subtotal</b>	<b>112.718,97</b>	<b>91.931,49</b>	<b>20.777,14</b>
<b>Total</b>	<b>112.718,97</b>	<b>112.718,97</b>	

**4. Neraca Massa di Lingkup D ( Sekitar Kolom Destilasi Cumene – 03 )**

<b>Komponen</b>	<b>Input</b>	<b>Output</b>	
	<b>Arus 8</b>	<b>Arus 11</b>	<b>Arus 10</b>
<b>Benzene</b>	0,02	0,00	0,00
<b>Toluene</b>	0,00	0,19	0,00
<b>Propylene</b>	17.676,78	0,00	0,00
<b>Propane</b>	0,16	0,00	0,00
<b>Cumene</b>	0,00	17.676,38	0,43
<b>DIPB</b>	3100,18	0,01	3.100,17
<b>Subtotal</b>	<b>20.777,14</b>	<b>17.676,78</b>	<b>3.100,59</b>
<b>Total</b>	<b>20.777,14</b>	<b>20.777,14</b>	

**5. Neraca Massa di Lingkup E ( Sekitar Pencampuran M – 101 )**

<b>Komponen</b>	<b>Input</b>		<b>Output</b>
	<b>Arus 1</b>	<b>Arus 9</b>	<b>Arus 3</b>
<b>Benzene</b>	12.986,37	102.871,80	115.858,10
<b>Toluene</b>	1,30	14,68	14,88

<b>Propylene</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Propane</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Cumene</b>	0,00	3,23	3,23
<b>DIPB</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Subtotal</b>	<b>12.987,67</b>	<b>102.889,71</b>	<b>115.876,20</b>
<b>Total</b>	<b>12.987,67</b>		<b>115.876,20</b>

#### 6. Neraca Massa di Lingkup F ( Sekitar Pencampuran M – 102 )

<b>Komponen</b>	<b>Input</b>		<b>Output</b>
	<b>Arus 2</b>	<b>Arus 3</b>	<b>Arus 4</b>
<b>Benzene</b>	0,00	115.858,10	115.858,10
<b>Toluene</b>	0,00	14,88	14,87
<b>Propylene</b>	7.801,78	0,00	7.801,78
<b>Propane</b>	410,62	0,00	410,62
<b>Cumene</b>	0,00	3,23	3,23
<b>DIPB</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Subtotal</b>	<b>8.212,39</b>	<b>115.876,20</b>	<b>124.088,59</b>
<b>Total</b>	<b>8.212,39</b>		<b>124.088,59</b>

#### 2.2.2. Neraca Panas

##### 1. Neraca Panas di Lingkup A ( Sekitar Pencampuran M-01 )

<b>Komponen</b>	<b>Input</b>		<b>Output</b>
	<b>H<sub>1</sub></b>	<b>H<sub>18a</sub></b>	<b>H<sub>3</sub></b>
<b>Cumene</b>	0,00	395,88	354,82
<b>Propylene</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Propana</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Toluene</b>	11,06	1.780,92	1.736,48

<b>Benzene</b>	112.334,93	12.648.248,86	12.760.818,33
<b>DIPB</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Subtotal</b>	<b>112.345,99</b>	<b>12.650.563,63</b>	<b>12.762.909,63</b>
<b>Total</b>	<b>12.762.909,63</b>		<b>12.762.909,63</b>

## 2. Neraca Panas di Lingkup B ( Sekitar P-01 )

Komponen	Input		Output
	H <sub>3</sub>	W	H <sub>4</sub>
<b>Cumene</b>	354,82	0,00	309,25
<b>Propylene</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Propane</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Toluene</b>	1.736,48	0,00	1.487,25
<b>Benzene</b>	12.760.818,33	0,00	12.772.583,00
<b>DIPB</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Subtotal</b>	<b>12.762.909,63</b>	<b>11.469,92</b>	<b>12.774.379,50</b>
<b>Total</b>	<b>12.774.379,50</b>		<b>12.774.379,50</b>

## 3. Neraca Panas di Lingkup C ( Sekitar P-02 )

Komponen	input		Output
	H <sub>2</sub>	W	H <sub>5</sub>
<b>Cumene</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Propylene</b>	61.358,09	0,00	63.430,33
<b>Propane</b>	4.980,99	0,00	3.521,34
<b>Toluene</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Benzene</b>	0,00	0,00	0,00
<b>DIPB</b>	0,00	0,00	0,00

<b>Subtotal</b>	<b>66.339,08</b>	<b>612,59</b>	<b>66.951,67</b>
<b>Total</b>	<b>66.951,67</b>		<b>66.951,67</b>

**4. Neraca Panas di Lingkup D ( Sekitar Pencampuran M-02 )**

<b>Komponen</b>	<b>Input</b>		<b>Output</b>
	<b>H<sub>4</sub></b>	<b>H<sub>5</sub></b>	<b>H<sub>6</sub></b>
<b>Cumene</b>	309,25	0,00	334,83
<b>Propylene</b>	0,00	63.430,33	723.799,05
<b>Propana</b>	0,00	3.521,34	60.237,94
<b>Toluene</b>	1.487,25	0,00	1.525,61
<b>Benzene</b>	12.772.583	0,00	12.043.351,28
<b>DIPB</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Subtotal</b>	<b>12.774.379,50</b>	<b>66.951,67</b>	<b>12.829.248,70</b>
<b>Total</b>	<b>12.829.248,70</b>		<b>12.829.248,70</b>

**5. Neraca Panas di Lingkup E ( Sekitar Heat Exchanger HE-01 )**

<b>Komponen</b>	<b>Input</b>		<b>Output</b>	
	<b>H<sub>6</sub></b>	<b>H<sub>8</sub></b>	<b>H<sub>7</sub></b>	<b>H<sub>9</sub></b>
<b>Cumene</b>	334,83	7.453.961,85	949,19	4.188.676,60
<b>Propylene</b>	723.799,05	55,58	2.003.999,90	32,40
<b>Propana</b>	60.237,94	249.173,51	172.770,54	138.885,96
<b>Toluene</b>	1.525,61	6.284,87	4.358,80	3.505,95
<b>Benzene</b>	12.043.351,28	44.588.318,11	34.573.586,07	24.634.169,52
<b>DIPB</b>	0,00	1.375.045,88	0,00	781.153,58
<b>Subtotal</b>	<b>12.829.248,70</b>	<b>53.672.839,80</b>	<b>36.755.664,50</b>	<b>29.746.424,01</b>
<b>Total</b>	<b>66.502.088,50</b>		<b>66.502.088,50</b>	

**6. Neraca Panas di Lingkup F ( Sekitar Reaktor R-01 )**

Komponen	Input		Output
	H <sub>7</sub>	ΔH reaksi	H <sub>8</sub>
Cumene	949,19	0,00	7295234,95
Propylene	2.003.999,90	0,00	55,58
Propana	172.770,54	0,00	243791,87
Toluene	4.358,80	0,00	6148,94
Benzene	34.573.586,07	0,00	43598771,57
DIPB	0,00	0,00	1346424,77
ΔHrx1	0,00	14.268.818,23	0,00
ΔHrx2	0,00	721828,41	0,00
<b>Subtotal</b>	<b>36.755.664,50</b>	<b>12.285.132,77</b>	<b>52.490.427,67</b>
<b>Total</b>	<b>52.490.427,67</b>		<b>52.490.427,67</b>

**7. Neraca Panas di Lingkup G ( Sekitar Cooler C-01 )**

Komponen	Input	Output	
	H <sub>9</sub>	Q lepas	H <sub>10</sub>
Cumene	4.188.676,60	0,00	77.1903,42
Propylene	32,40	0,00	6,14
Propana	138.885,96	0,00	25.247,55
Toluene	3.505,95	0,00	640,96
Benzene	24.634.169,52	0,00	4.496.993,47
DIPB	781.153,58	0,00	145.851,90
Pendingin	0,00	24.405.751,87	0,00
Pemanas	0,00	0,00	0,00
<b>Subtotal</b>	<b>29.746.424,01</b>	<b>24.405.751,87</b>	<b>5.440.643,45</b>
<b>Total</b>	<b>29.746.424,01</b>	<b>29.746.424,01</b>	

**8. Neraca Panas di Lingkup H ( Sekitar Destilasi Propane D-01 )**

Komponen	Input		Output		
	H <sub>10</sub>	Qserap	H <sub>13</sub>	H <sub>15</sub>	Qlepas
Cumene	2.055.087,91	0,00	0,00	3.464.712,33	0,00
Propylene	6,14	0,00	0,00	0,00	0,00
Propana	25247,55	0,00	73.104,11	0,00	0,00
Toluene	640,96	0,00	0,00	2.893,09	0,00
Benzene	4.496.993,47	0,00	0,00	20.297.376,82	0,00
DIPB	145851,90	0,00	0,00	647.260,90	0,00
Pendingin	0,0000	0,00	0,00	0,00	36.676,25
Pemanas	0,0000	18.935.171,84	0,00	0,00	0,00
<b>Subtotal</b>	<b>5.440.643,45</b>	<b>18.935.171,84</b>	<b>73.104,11</b>	<b>24.412.243,15</b>	<b>36.676,25</b>
<b>Total</b>	<b>24.375.815,28</b>		<b>24.375.815,28</b>		

**9. Neraca Panas di Lingkup I ( Sekitar P-03 )**

Komponen	Input		Output
	H <sub>13</sub>	W	H <sub>16</sub>
Cumene	0,00	0,00	0,00
Propylene	0,00	0,00	27,9871523
Propane	73.104,11	0,00	73.025,1459
Toluene	0,00	0,00	0,00
Benzene	0,00	0,00	22,7401256
DIPB	0,00	0,00	0,00
<b>Subtotal</b>	<b>73.104,11</b>	<b>28,24</b>	<b>73.075,87</b>
<b>Total</b>	<b>73.075,87</b>		<b>73.075,87</b>

**10. Neraca Panas di Lingkup J ( Sekitar Cooler C-02 )**

Komponen	Input		Output	
	H <sub>15</sub>	Q lepas	H <sub>17</sub>	
Cumene	3.464.712,33	0,00	2.055.087,91	
Propylene	0,00	0,00	0,00	
Propana	0,00	0,00	0,00	
Toluene	2.893,09	0,00	704,69	
Benzene	20.297.376,82	0,00	9.553.345,78	
DIPB	647.260,90	0,00	202.878,70	
Pendingin	0,00	12.600.226,07	0,00	
Pemanas	0,00	0,00	0,00	
Subtotal	<b>24.412.243,15</b>	<b>12.600.226,07</b>	<b>11.812.017,08</b>	
Total	<b>24.412.243,15</b>	<b>24.412.243,15</b>		

**11. Neraca Panas di Lingkup K ( Sekitar Destilasi Benzene D-02 )**

Komponen	Input		Output		
	H <sub>17</sub>	Qserap	H <sub>20</sub>	H <sub>22</sub>	Qlepas
Cumene	2.055.087,91	0,00	399,48	5328025,21	0,00
Propylene	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propana	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Toluene	704,69	0,00	1797,17	59,33	0,00
Benzene	9.553.345,78	0,00	12763975,90	12,07	0,00
DIPB	202.878,70	0,00	0,00	989850,71	0,00
Pendingin	0,00	0,00	0,00	0,00	5.595.267,35
Pemanas	0,00	12.867.370,12	0,00	0,00	0,00
Subtotal	<b>11.812.017,08</b>	<b>12.867.370,12</b>	<b>12.763.975,90</b>	<b>6.317.947,31</b>	<b>5.595.267,35</b>
Total	<b>24.679.387,87</b>	<b>24.679.387,87</b>			

**12. Neraca Panas di Lingkup L ( Sekitar Cooler C-03 )**

Komponen	Input		Output	
	H <sub>22</sub>	Q lepas	H <sub>23</sub>	
Cumene	5328025,21	0,00	4.280.913,65	
Propylene	0,00	0,00	0,00	
Propana	0,00	0,00	0,00	
Toluene	59,33	0,00	47,55	
Benzene	12,07	0,00	5,75	
DIPB	989850,71	0,00	798.234,55	
Pendingin	0,00	1.238.745,80	0,00	
Pemanas	0,00	0,00	0,00	
Subtotal	<b>6.317.947,31</b>	<b>1.238.745,80</b>	<b>5.079.201,50</b>	
Total	<b>6.317.947,31</b>	<b>6.317.947,31</b>		

**13. Neraca Panas di Lingkup M ( Sekitar Kolom Destilasi Cumene D-03 )**

Komponen	Input			Output	
	H <sub>23</sub>	Qserap	H <sub>26</sub>	H <sub>28</sub>	Qlepas
Cumene	4.280.913,65	0,00	3250341,41	152,76	0,00
Propylene	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propana	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Toluene	47,55	0,00	36,0183	0,00	0,00
Benzene	5,75	0,00	4,35	0,00	0,00
DIPB	798.234,55	0,00	3250381,78	1168705,92	0,00
Pendingin	0,00	0,00	0,00	0,00	291.785,50
Pemanas	0,00	2.882.206,23	0,00	0,00	0,00
Subtotal	<b>5.079.201,50</b>	<b>2.882.206,23</b>	<b>6.500.763,56</b>	<b>1.168.858,68</b>	<b>291.785,50</b>

<b>Total</b>	<b>7.961.407,74</b>	<b>7.961.407,74</b>
--------------	---------------------	---------------------

**14. Neraca Panas di Lingkup N ( Sekitar Cooler C-04 )**

<b>Komponen</b>	<b>Input</b>	<b>Output</b>	
	<b>H<sub>26</sub></b>	<b>Q lepas</b>	<b>H<sub>30</sub></b>
<b>Cumene</b>	3250341,41	0,00	152.743,33
<b>Propylene</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Propana</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Toluene</b>	36,02	0,00	1,68
<b>Benzene</b>	4,35	0,00	0,20
<b>DIPB</b>	3250381,78	0,00	0,12
<b>Pendingin</b>	0,00	6.348.618,23	0,00
<b>Pemanas</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Subtotal</b>	<b>6.500.763,56</b>	<b>6.348.618,23</b>	<b>152.745,33</b>
<b>Total</b>	<b>6.500.763,56</b>	<b>6.500.763,56</b>	

**15. Neraca Panas di Lingkup O ( Sekitar Cooler C-05 )**

<b>Komponen</b>	<b>Input</b>	<b>Output</b>	
	<b>H<sub>28</sub></b>	<b>Q lepas</b>	<b>H<sub>29</sub></b>
<b>Cumene</b>	152,76	0,00	3,70
<b>Propylene</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Propana</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Toluene</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Benzene</b>	0,00	0,00	0,00
<b>DIPB</b>	1168705,92	0,00	28.938,79
<b>Pendingin</b>	0,00	6.348.618,23	0,00

<b>Pemanas</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Subtotal</b>	<b>1.168.858,68</b>	<b>1.139.916,19</b>	<b>28.942,49</b>
<b>Total</b>	<b>1.168.858,68</b>	<b>1.168.858,68</b>	

### III. PERALATAN PROSES DAN UTILITAS

#### 3.1 Peralatan Proses

##### 1. Tangki Penyimpanan Propylene

- Kode : (T-01)
- Fungsi : Menyimpan bahan baku propylene
- Tipe : Silinder horisontal , elliptical head
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA -283 Grade C
- Jumlah : 2 buah
- Volume (1 tangki) : 53.702,74 cuft
- Diameter : 30,82 ft
- Panjang : 61,67 ft
- Tebal shell : 5,222 inch
- Tebal head : 5,028 inch
- Kondisi penyimpanan : Cair
- waktu penyimpanan : 7 hari
- Suhu operasi : 30 °C
- Tekanan operasi : 17,8 atm
- Suhu desain : 32 °C
- Tekanan desain : 18,7 atm
- Fluida : propylene

##### 2. Pompa Mixer Benzene Dan Propylene

- Kode : P – 03
- Fungsi : Mengalirkan umpan benzene dari tangki pencampuran (M-01) ke Reaktor (R-01)
- Tipe : Pompa sentrifugal

- Stage : 1 stage
- Kapasitas : 273.570,9 lb/jam
- Power pompa : 15 HP
- Pipa yang digunakan:
- D nominal size = 12 in
  - Sch = 40
  - ID = 11,938 in
  - OD = 12,75 in
  - Bahan = *Commercial Steel Pipe*

### 3. Menara Distilasi Cumene

- Kode : D - 03
- Fungsi : Memisahkan cumene dari DIPB
- Tipe : *Sieve tray*
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 Grade C
- Plate : 36 plate
- Lokasi feed : antara tray 21 dan 22
- *Tray spacing* : 20 in = 0,508 m
- Dimensi :
  - Tinggi menara = 20,4957 m
  - Diameter atas = 2,0166 m
  - Diameter bawah = 2,2347 m
  - Tebal shell = 3/16 in
  - Tebal head :
    - Puncak = 3/16 in
    - Dasar = 1/4 in
  - Tinggi head :
    - Puncak = 0,2309 m

➤ Dasar = 0,1987 m

#### 4. Reaktor Alkylasi

- Kode : R-01
- Fungsi : Mereaksikan benzene dengan propylene untuk menghasilkan cumene
  
- Jenis : *Fixed bed multi tube*
- Jumlah : 1
- Konstruksi Material : Carbon steel SA-283 grade C
- Kondisi operasi :
  - Tekanan operasi : 35 atm
  - Tekanan desain : 19,8 atm
  - Suhu operasi : 180 °C
  - Fase reaksi : cair
- Katalis :
  - Jenis : Zeolite Beta – Friedel Craft
  - Diameter : 2,2 mm (0,0072 ft)
  - Bentuk : Spherical
  - Densitas : 1000 kg/m<sup>3</sup> (99,88474 lb/ft<sup>3</sup>)
- Shell :
  - ID : 49,9491 in (4,1624 ft)
  - OD : 54 in (4,5 ft)
  - Tebal : 1,75 in (0,146 ft)
  - ΔPs : 0,0035 psi
- Tube :
  - Jumlah : 175
  - ID : 1,875in (0,156 ft)
  - OD : 2,375 in (0,198 ft)
  - Panjang : 19,80 ft
  - Susunan : *Triangular pitch*

- $\Delta P_T$  : 0,4 psi
- Head :
- Bentuk : *Elliptical dished head*
- Tebal : 1,125 in (0,09375 ft)
- Tinggi : 0,823 ft
- Volume Reaktor : 185,86 ft<sup>3</sup>
- Tinggi Reaktor : 21,44 ft

## 5. HEAT EXCHANGER

- Kode Heat Exchanger : HE-01
- Fungsi : menaikkan suhu campuran feed sebelum masuk  
reactor (R-01)
- Tipe : shell and tube
- Jumlah : 1 buah
- Material Konstruksi : Carbon Steel
- Shell side :
  - ID : 33 in
  - Baffle spacing : 33 in
  - Passes : 1
  - $\Delta P$  shell : 0,00185 psi
- Tube side :
  - OD : ¾ in
  - ID : 0,762 in
  - BWG : 16

- jumlah tube : 830
- panjang : 8 ft
- Pitch : triangular pitch
- Passes : 2
- $\Delta P_T$  : 0,22 psi
- $U_C$  : 87,926 Btu/jam ft<sup>2</sup> °F
- $U_D$  : 95,844 Btu/jam ft<sup>2</sup> °F
- $R_d$  : 0,001

### 3.2.Utilitas

<b>AIR</b>	
Air untuk keperluan umum ( <i>service water</i> )	144,2 m <sup>3</sup> /hari
Air pendingin ( <i>cooling water</i> )	627,88 m <sup>3</sup> /hari
Air untuk proses ( <i>process water</i> )	0,00 m <sup>3</sup> /hari
Air untuk umpan ketel ( <i>Boiler Feed Water</i> )	781,50 m <sup>3</sup> /hari
<b>Total kebutuhan Air</b>	1253,58 m <sup>3</sup> /hari
	2,95 m <sup>3</sup> /ton produk
Sumber dari	Selat Sunda
<b>STEAM</b>	
Kebutuhan steam	54.272 lb/jam = 11.958,15 m <sup>3</sup> /hari
Jenis Boiler	Water tube boiler
<b>LISTRIK</b>	
Kebutuhan Lstrik	1127,17 kW
Dipenuhi dari	Pembangkit sendiri : 1398,90 kW
	PLN : 45 kW
<b>BAHAN BAKAR</b>	
Jenis	Solar
Kebutuhan	89,4 ft <sup>3</sup> /jam
Sumber dari	PT. Pertamina

#### IV. PERHITUNGAN EKONOMI

Physical Plant Cost	Rp. 84.842.241.637,16 + US\$ 314.983,01
Fixed Capital	Rp 99.138.159.353,03 + US\$ 7.608.393,63
Working Capital	Rp 3.547.062.763,25 + US\$ 25.224.360,75
Total Capital Investment	Rp 102.685.222.116,28 + US\$ 32.832.754,38
<b>ANALISA KELAYAKAN</b>	
Return on Investment (ROI)	Before tax : 23,27 % After tax : 18,61 %
Pay Out Time (POT)	Before tax : 3,01 tahun After tax : 3,49 tahun
Break Even Point (BEP)	60,54 %
Shut Down Point (SDP)	38,49 %
Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)	11,25 %.