

EXECUTIVE SUMMARY
TUGAS PERANCANGAN PABRIK KIMIA



**PRA-RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI PROSES KARBONILASI
METHANOL**

KAPASITAS PRODUKSI 120.000 TON/TAHUN

Oleh :

Andi Rachman Fauzi

NIM. L2C008001

Ridwan

NIM. L2C008094

**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEMARANG
2012**

EXECUTIVE SUMMARY

JUDUL TUGAS	PRA-RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI PROSES KARBONILASI METHANOL	
	KAPASITAS PRODUKSI	120.000 TON/TAHUN

I. STRATEGI PERANCANGAN

Latar belakang	<p>Pendirian pabrik asam asetat di Indonesia dipandang masih sangat strategis dengan alasan sebagai berikut:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Pendirian pabrik asam asetat dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri, sekaligus mengurangi ketergantungan terhadap impor. 2. Dapat memacu perkembangan industri bahan baku asam asetat di Indonesia. 3. Membuka lapangan kerja baru, sehingga menurunkan tingkat pengangguran. 														
Dasar penetapan kapasitas produksi	<p>Penetapan kapasitas produksi didasarkan oleh 3 hal yaitu :</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Prediksi kebutuhan asam asetat <p>Data Impor asam Asetat Tahun 2005 – 2010</p> <table border="1"> <thead> <tr> <th>Tahun</th> <th>2005</th> <th>2006</th> <th>2007</th> <th>2008</th> <th>2009</th> <th>2010</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Kebutuhan (ton)</td> <td>88.705</td> <td>91.054</td> <td>81.215</td> <td>82.286</td> <td>91.858</td> <td>104.391</td> </tr> </tbody> </table> <p><i>Sumber: Badan Pusat Statistik</i></p> <p>Berdasarkan tabel 1.2 data kebutuhan impor asam asetat dapat dilakukan analisa least square untuk memperkirakan kebutuhan asam asetat pada tahun 2017, sehingga diperoleh persamaan $y = 2317x - 4561447$, sehingga diperkirakan jumlah asam asetat pada tahun 2017 yang belum terpenuhi dalam negeri sebesar 111.942 ton.</p>	Tahun	2005	2006	2007	2008	2009	2010	Kebutuhan (ton)	88.705	91.054	81.215	82.286	91.858	104.391
Tahun	2005	2006	2007	2008	2009	2010									
Kebutuhan (ton)	88.705	91.054	81.215	82.286	91.858	104.391									

	<p>2. Ketersediaan bahan baku.</p> <p>Bahan baku methanol dapat diperoleh dari PT Kaltim Methanol Industry, Bontang dengan kapasitas produksi 660.000 ton/tahun atau dari Pertamina di Pulau Bunyu, Kalimantan Timur yang mempunyai kapasitas produksi 330.000 ton/tahun. Sedangkan karbon monoksida diperoleh dari Unit Gas Karbon Monoksida.</p> <p>3. Kapasitas produksi asam asetat minimal</p> <p>Dari data impor asam asetat table 1.2 dapat diperkirakan kebutuhan asam asetat pada tahun 2017 sebesar 111.942 ton, dan dengan pertimbangan kebutuhan bahan baku dan maka dalam perancangan pabrik asam asetat ini dipilih kapasitas 120.000 ton/tahun.</p>
<p>Dasar penetapan lokasi pabrik</p>	<p>A. Faktor Primer</p> <p>1. Letak Pasar</p> <p>Tujuan lokasi pabrik mendekati pasar adalah untuk menghemat biaya distribusi dan agar produk dapat cepat sampai ke konsumen.</p> <p>2. Letak Sumber Bahan Baku</p> <p>Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi suatu produksi sehingga pengadaannya harus benar – benar diperhatikan. Bahan baku utama dalam memproduksi asam asetat berupa methanol dan karbon monoksida yang dapat diperoleh di daerah tersebut. Hal ini karena di Bontang terdapat pabrik methanol, yaitu PT Kaltim Methanol Industri dan CO dari Unit Gas Karbon Monoksida.</p> <p>3. Fasilitas Transportasi</p> <p>Sarana transportasi sangat penting, berkaitan dengan kelancaran penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Pemasaran produk dan transport bahan baku dapat dilakukan lewat jalur laut dan udara dan darat, karena Bontang merupakan daerah yang cukup strategis.</p> <p>4. Kebutuhan Utilitas</p> <p>Sarana utilitas utama yang diperlukan bagi kelancaran produksi asam asetat adalah kebutuhan energi listrik dan air. Kebutuhan energi listrik pabrik asam asetat ini direncanakan untuk menggunakan sumber listrik dari PLN. Disamping itu juga tersedia unit generator untuk keadaan darurat. Kebutuhan air dalam jumlah besar, antara lain untuk</p>

pendingin, bahan baku, steam dan lain-lain dapat dipenuhi oleh pihak pengelola kawasan industri yang diperoleh dari sumber air tanah maupun pengolahan air laut. Karena itu pabrik sebaiknya terletak dekat dengan sumber air. Untuk mengantisipasi adanya pengaruh musim terhadap fruktuasi persediaan air.

5. Tenaga Kerja

Jumlah dan tipe buruh yang tersedia disekitar lokasi pabrik harus diperiksa. Juga harus perlu dipertimbangkan gaji minimum di daerah tersebut, jumlah waktu kerja, adanya industri lain di daerah tersebut, keanekaragaman ketrampilan, pendidikan masyarakat sekitar dan lain-lain.

6. Pemasaran

Daerah pemasaran ada yang berada di Kalimantan namun sebagian besar berada di luar Kalimantan sehingga harus ditempuh terutama lewat jalur laut. Hal ini tidak menjadi masalah karena asam asetat adalah bahan baku yang sangat dibutuhkan bagi banyak industri terutama di Pulau Jawa yang selama ini penyediaannya sangat tergantung pada impor.

B. Faktor Sekunder

1. Kebijakan Pemerintah

Pendirian pabrik perlu mempertimbangkan faktor kepentingan pemerintah yang terkait didalamnya kebijaksanaan pengembangan industri dan hubungan dengan pemerataan kesempatan kerja dan hasil pembangunan.

2. Perluasan Pabrik

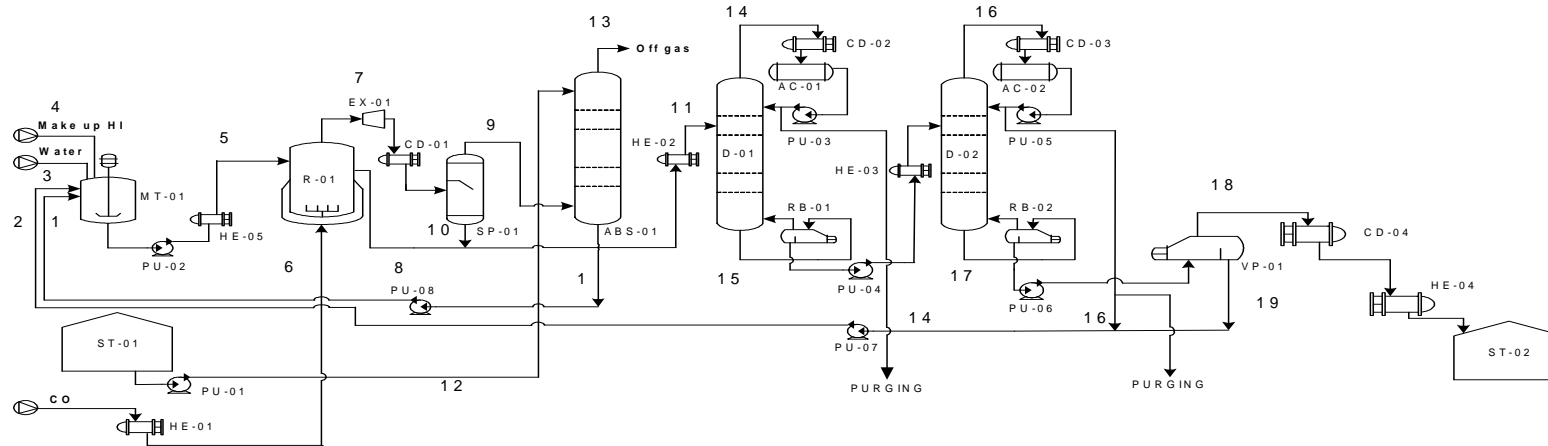
Hal ini berkaitan dengan pengembangan lebih lanjut untuk meningkatkan kapasitas produksi sesuai permintaan pasar yang meningkat. Bontang merupakan kawasan industri, sehingga lahan di daerah tersebut telah disiapkan untuk pendirian dan pengembangan pabrik.

	<p>3. Sarana dan Prasarana</p> <p>Pendirian sebuah pabrik di daerah dengan mempertimbangkan bahwa di daerah tersebut memiliki saran dan prasarana yang memadai, meliputi jalan, jaringan telekomunikasi, bank, sarana pendidikan, tempat ibadah, perumahan, sarana kesehatan, olahraga, sehingga dapat meningkatkan taraf hidup dan kesejahteraan.</p>
Pemilihan proses	<p>Proses modifikasi tapioka dengan menggunakan Hidrolisis Asam dipilih dengan alasan :</p> <ul style="list-style-type: none"> • Proses sederhana, tidak menggunakan unit operasi yang rumit. • Pengendalian operasi yang mudah. • Pati termodifikasi yang dihasilkan mendekati 100% dari pati bahan baku yang digunakan. • Karakteristik pati termodifikasi yang dihasilkan dapat dimanfaatkan untuk industri pangan.
BAHAN BAKU	
Nama	Methanol
Spesifikasi	<p>Wujud : Cair</p> <p>Berat Molekul : 32,042 gr/gmol</p> <p>Titik didih pada 1 atm : 64,7 ° C</p> <p>Titik beku pada 1 atm : -97,7 ° C</p> <p>Temperatur kritis : 239,43 ° C</p> <p>Tekanan kritis : 79,9 atm</p> <p>Densitas (cair, 25 ° C) : 0,7864 gr/cc</p> <p>Specific gravity : 1,11 gr/cm³</p> <p>Tekanan uap (25° C) : 127,2 mmHg</p> <p>ΔG_f° (cair, 25° C) : -39.869 kal/gmol</p> <p>Viskositas : (cair, 25° C = 0,541 cp) ; (uap, 25° C = 0,00968 cp)</p> <p>Specific Heat : (cair, 25° C = 0,6054 kal/hC) ; (uap, 25° C = 0,3274 kal/hC)</p> <p>Konduktivitas termal : (cair, 25° C = 163,5 kal/hmC) ; (uap, 25° C = 12,1 kal/hmC)</p>

	Tegangan muka : (dalam air, 20° C = 22,6 dyne/cm)
Kebutuhan	330.000 ton/tahun
Asal	Bontang, Kalimantan Timur
Nama	Karbon Monoksida
Spesifikasi	Berat molekul : 28,01 gr/mol
	Densitas pada STP : 1,250 gr/cm ³
	Temperatur kritis : -140,23 ° C
	Tekanan kritis : 34,529 atm
	Volume kritis : 93,06 cm ³
	Specific Heat (volume konstan, 1 atm) : (-100°C = 5,03 kal/mol°C); (0°C = 4,97 kal/mol°C); (100°C = 5,01 kal/mol°C).
	Specific Heat (tekanan konstan, 1 atm) : (-100°C = 7,05 kal/mol°C); (0°C = 6,97 kal/mol°C); (100°C = 7,01 kal/mol°C).
	Entropy (1 atm) : (-100°C = 43,457 kal/mol°C); (0°C = 46,656 kal/mol°C); (100°C = 48,831 kal/mol°C)
	Enthalpy (1 atm) : (-100°C = 3130,6 kal/mol°C); (0°C = 3831,8 kal/mol°C); (100°C = 4529,8 kal/mol°C)
Asal	Bontang, Kalimantan Timur
PRODUK	
Jenis	<i>Asam Asetat</i>
Spesifikasi	Berat Molekul : 60,053 gr/mol
	Titik leleh pada 1 atm : 16,6° C
	Titik didih pada 1 atm : 117,9° C
	Specific Gravity : 1,051 gr/cm ³
	Koefisien ekspansi (20° C) : 1,07 x 10 ⁻³
	Temperatur kritis (cair) : 594,45° K
	Tekanan kritis (cair) : 57,1 atm

	Volume kritis (cair) : 2,85 cc/gr
	Surface Tension : (20°C, udara = 27,6 dyne/cm); (75°C, udara = 22,2 dyne/cm)
	Viskositas : (20°C, udara = 1,22 cp); (110°C = 0,42 cp)
	Specific Heat : 0,487 kal/gr°C
	Panas pelarutan dalam air (18° C) : 6,3 kal/gr
	ΔH_f (25° C) : -1.927,1 kal/gr
	ΔG_f (25° C) : -1.549,9 kal/gr
Laju produksi	1,958 ton/hari
Daerah pemasaran	Indonesia

II. DIAGRAM ALIR DAN PENERACAAN



Komponen	ARUS (kg/jam)									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
H ₂						229,749	240,579		240.579	
CO						10345,834	2820,823		2820.823	
CO ₂						16625,698	16862,167		16862.167	
Inert (N ₂)						19500,752	19500,752		19500.752	
CH ₃ OCH ₃							58,396	2.859	48.272	10.124
HI	1326,125			1105,6	2431,728		2134,046	297.683	1473.472	660.573
CH ₃ OH	9222,137	245,708			9467,845		782,11	164.674	103.208	678.902
H ₂ O	161,406	1133,989	4261,3480	834,052	6390,795		4005,304	2312.647	115.582	3889.722
CH ₃ COOH	152,3260	404,673			556,963		8031,485	9060.968	152.326	7879.159
Rh(CO) ₂ I ₂		181,345			181,345			181.345		
Total	10861,994	1965,715	4261,3480	1939,656	19028,676	46702,033	54435,662	12020.177	41317.183	28071.5136

Komponen	ARUS (kg/jam)									
	11	12	13	14	15	16	16'	17	18	19
H ₂			240,579							
CO			2820,823							
CO ₂			16862,167							
Inert (N ₂)			19500,752							
CH ₃ OCH ₃	12.983		48,272	12.983						
HI	958.256		147,347	958.256						
CH ₃ OH	843.576	9118,929		210.894	632.682	632.682	245,708			
H ₂ O	6202.369	45,824		3261.151	2941.219	2919.897	1133,971	21.321	21.303	0.018
CH ₃ COOH	16940.127			869.947	16070.180	964.211	374,461	15105.970	15075.758	30.212
Rh(CO) ₂ I ₂	181.345				181.345			181.345		181.345
Total	25138.6574	9164,753	39619,94	5313.231	19825.426	4516.791	1754,14	15308.635	15097.0606	211.5748

2.1. Peneracaan

2.1.1. Neraca Massa

1) Neraca Massa Sekitar Reaktor

NO	Komp	Input		Output			
		(Arus 5 & Arus 6)		Gas (Arus 7)		Cairan (Arus 8)	
		Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg
1	H ₂	113.985	229.749	119.358	240.579	0	0
2	CO	369.362	10345.834	100.708	2820.823	0	0
3	CO ₂	377.771	16625.698	383.144	16862.167	0	0
4	N ₂ (inert)	696.058	19500.752	696.058	19500.752	0	0
5	CH ₃ OCH ₃	0.000	0.000	1.268	58.396	0.0621	2.859
6	HI	19.009	2431.729	16.682	2134.046	2.327	297.683
7	CH ₃ OH	295.490	9467.845	24.410	782.110	5.139	164.674
8	H ₂ O	354.737	6390.796	222.324	4005.304	128.369	2312.647
9	CH ₃ COOH	21.350	1282.093	214.032	8031.485	150.887	9060.968
10	Rh(CO) ₂ I ₂	0.439	181.345	0	0	0.439	181.345
	Jumlah	2248.200	66455.841	1777.983	54435.663	287.224	12020.177
	Jumlah (massa)	66455.841		66455.841			

2) Neraca Massa Sekitar Separator

No	Komponen	Input		Output			
		(Arus 7)		Gas (Arus 9)		Cairan (Arus 10)	
		Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg
1	H ₂	119.358	240.579	119.358	240.579	0	0
2	CO	100.708	2820.823	100.708	2820.823	0	0
3	CO ₂	383.144	16862.167	383.144	16862.167	0	0
4	N ₂ (inert)	696.058	19500.752	696.058	19500.752	0	0
5	CH ₃ OCH ₃	1.268	58.396	1.048	48.272	0.2198	10.124
6	HI	16.682	2134.046	11.518	1473.472	5.164	660.573
7	CH ₃ OH	24.410	782.110	3.221	103.208	21.188	678.902
8	H ₂ O	222.324	4005.304	6.416	115.582	215.909	3889.722
9	CH ₃ COOH	214.032	8031.485	2.537	152.326	131.207	7879.159
	Jumlah	1777.983	54435.663	1324.007	41317.183	373.688	13118.480
	Jumlah (massa)	54435.663		54435.663			

3) Neraca Massa di Sekitar Titik Percabangan A

No	Komponen	Input				Output	
		Arus 8		Arus 10		Arus 11	
		Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg
1	CH ₃ OCH ₃	0.0621	2.859	0.2198	10.124	0.2818	12.983
2	HI	2.327	297.683	5.164	660.573	7.491	958.256
3	CH ₃ OH	5.139	164.674	21.188	678.902	26.328	843.576
4	H ₂ O	128.369	2312.647	215.909	3889.722	344.278	6202.369
5	CH ₃ COOH	150.887	9060.968	131.207	7879.159	282.095	16940.127
6	Rh(CO) ₂ I ₂	0.439	181.345	0	0	0.439	181.345
	Jumlah	287.224	12020.177	373.688	13118.480	660.9121	25138.6574
	Jumlah (massa)	25138.6574				25138.6574	

4) Neraca Massa di Sekitar Kolom Destilasi 1

No	Komponen	Input		Output			
		Arus 11		Distilat (Arus 14)		Residu (Arus 15)	
		Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg
1	CH ₃ OCH ₃	0.2818	12.983	0.282	12.983	0	0
2	HI	7.491	958.256	7.491	958.256	0	0
3	CH ₃ OH	26.328	843.576	6.582	210.894	19.746	632.682
4	H ₂ O	344.278	6202.369	181.018	3261.151	163.260	2941.219
5	CH ₃ COOH	282.095	16940.127	14.487	869.947	267.608	16070.180
6	Rh(CO) ₂ I ₂	0.439	181.345	0	0.000	0.439	181.345
	Jumlah	660.912	25138.657	209.859	5313.231	451.053	19825.426
	Jumlah (massa)	25138.657		25138.657			

5) Neraca Massa di Sekitar Kolom Destilasi 2

No	Komponen	Input		Output			
		Arus 15		Distilat (Arus 16)		Residu (Arus 17)	
		Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg
1	CH ₃ OH	19.746	632.682	19.746	632.682	0	0
2	H ₂ O	163.260	2941.219	162.076	2919.897	1.1835	21.321
3	CH ₃ COOH	267.608	16070.180	16.056	964.211	251.5515	15105.970
4	Rh(CO) ₂ l ₂	0.439	181.345	0	0	0.4393	181.345
	Jumlah	451.053	19825.426	197.878	4516.791	253.174	15308.635
	Jumlah (massa)	19825.426		19825.426			

6) Neraca Massa di Sekitar Vaporizer:

NO	Komp	Input		Output			
		Arus 17		Gas (Arus 18)		Cairan (Arus 19)	
		Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg
1	H ₂ O	1.1835	21.321	1.182	21.303	0.0010	0.018
2	CH ₃ COOH	251.5515	15105.970	251.048	15075.758	0.5031	30.212
3	Rh(CO) ₂ l ₂	0.4393	181.345	0.000	0.000	0.4393	181.345
	Jumlah	253.174	15308.635	252.2309	15097.0606	0.9434	211.5748
	Jumlah (massa)	15308.635		15308.635			

7) Neraca Massa di Sekitar Percabangan C:

No	Komponen	Input				Output	
		Arus 16'		Arus 19		Arus 2	
		Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg
1	CH ₃ OH	7.669	245.708			7.6685	245.708
2	H ₂ O	62.944	1133.971	0.0010	0.018	62.9449	1133.989
3	CH ₃ COOH	6.236	374.461	0.5031	30.212	6.7388	404.673
4	Rh(CO) ₂ l ₂	0	0	0.4393	181.345	0.4393	181.345
	Jumlah	76.8481	1754.1408	0.9434	211.5748	77.7915	1965.7156
	Jumlah (massa)	1965.7156				1965.7156	

8) Neraca Massa di Sekitar Mixing Tank:

No	Komponen	Input		Output	
		(Arus 1, Arus 2, Arus 3 dan Arus 4)		(Arus 5)	
		Kmol	Kg	Kmol	Kg
1	HI	19.0086	2431.7289	19.0086	2431.7289
2	CH ₃ OH	295.4897	9467.8455	295.4897	9467.8455
3	H ₂ O	354.7368	6390.7957	354.7368	6390.7957
4	CH ₃ COOH	21.3500	1282.0926	21.3500	1282.0926
5	Rh(CO) ₂ l ₂	0.4393	181.3448	0.4393	181.3448
	Jumlah	691.024	19753.807	691.024	19753.807
	Jumlah (massa)	19753.807		19753.807	

9) Neraca Massa di Sekitar Absorber

No	Komponen	Input				Output			
		Arus 9		Arus 12		Off Gas (Arus 13)		Zat terabsorpsi (Arus 1)	
		Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg
1	H ₂	119.358	240.579	0	0	119.358	240.579	0	0
2	CO	100.708	2820.823	0	0	100.708	2820.823	0	0
3	CO ₂	383.144	16862.167	0	0	383.144	16862.167	0	0
4	H ₂ O	6.416	115.582	1.423	25.636	0	0	7.839	141.219
5	CH ₃ OH	3.221	103.208	284.600	9118.929	0	0	287.821	9222.1370
6	CH ₃ COOH	2.537	152.326	0	0	0	0	2.53660	152.326405
7	CH ₃ OCH ₃	1.048	48.272	0	0	1.048	48.272	0	0
8	HI	11.518	1473.472	0	0	1.1518	147.3472	10.3662	1326.12521
9	N ₂ (inert)	696.058	19500.752	0	0	696.058	19500.752	0	0
	Jumlah	1324.007	41317.18	286.02	9144.57	1301.47	39619.94	308.563	10841.807
	Jumlah (massa)	50461.7482				50461.7482			

2.1.2. Neraca Panas

1) Heat Exchanger (HE-01)

No.	Komponen	Q ₂ masuk	Q ₃ keluar
1	H ₂	9878913.9	7998747.5
2	CO	2330099.4	1884390.6
3	CO ₂	2123770.9	1701309.8
4	N ₂	4368823.4	3536782.5
5	Air pendingin		3580377.1
	Jumlah	18701607.6	18701607.6

2) Reaktor (R-01)

No.	Komponen	Q masuk		Q keluar	
		Q ₁	Q ₃	Uap (Q ₄)	Cairan (Q ₅)
1	H ₂		7998747.5	8025879.9	
2	CO		1884390.6	513784.9	
3	CO ₂		1701309.8	1739330.3	
4	H ₂ O	4706456.6		2064855.7	37891.6
5	CH ₃ OH	4610290.0		255786.4	1376.2
6	CH ₃ COOH	612929.0		3660732.9	111331.5
7	CH ₃ OCH ₃			17498.9	26.0
8	HI	277689.3		96661.3	549.7
9	Rh(CO) ₂ l ₂	3554.3			3554.3
10	N ₂		3536782.5	3536782.5	
11	Panas Reaksi				10686488.5
12	Air pendingin	5420380.8			
	Jumlah	30752530.6		19911312.7	10841217.9

3) Expander (EX-01)

No.	Komponen	Q ₄ masuk	Q ₆ keluar
1	H ₂	8025879.9	1293484.389
2	CO	513784.9	82781.414
3	CO ₂	1739330.3	269329.395
4	H ₂ O	2064855.7	331044.004
5	CH ₃ OH	255786.4	38158.948
6	CH ₃ COOH	3660732.9	524580.346

7	CH ₃ OCH ₃	17498.9	2535.724
8	HI	96661.3	15588.987
9	N ₂	3536782.5	571628.465
10	Kerja	-	16782181.0
	Jumlah	19911312.7	19911312.7

4) Condensor (CD – 01)

No.	Komponen	Q ₆ masuk	Q ₇ keluar	
			Uap	Cairan
1	H ₂	1293484.389	265202.7	-
2	CO	82781.414	16983.5	-
3	CO ₂	269329.395	54871.1	-
4	H ₂ O	331044.004	2277.9	65593.8
5	CH ₃ OH	38158.948	1167.6	6571.9
6	CH ₃ COOH	524580.346	2332.4	103230.7
7	CH ₃ OCH ₃	2535.724	433.4	77.8
8	HI	15588.987	2311.9	886.9
9	N ₂	571628.465	117320.1	-
10	Panas laten	-	-	-23696751.8
11	Air pendingin	-	-	26186621.8
	Jumlah	3129131.9	462900.8	2666231.1

5) Separator (S – 01)

No.	Komponen	Q ₇ masuk	Q keluar	
			Uap (Q ₈)	Cairan (Q ₉)
1	H ₂	265202.7	265202.7	
2	CO	16983.5	16983.5	
3	CO ₂	54871.1	54871.1	
4	H ₂ O	67871.7	2277.9	65593.8
5	CH ₃ OH	7739.5	1167.6	6571.9
6	CH ₃ COOH	105563.1	2332.4	103230.7
7	CH ₃ OCH ₃	511.2	433.4	77.8
8	HI	3198.8	2311.9	886.9
9	N ₂	117320.1	117320.1	
	Jumlah	639261.7	462900.6	176361.1

6) Absorber (ABS – 01)

No.	Komponen	Q masuk		Q keluar	
		Q8	Q10	Uap (Q ₁₁)	Cairan (Q ₁₂)
1	H2	265202.7		922211.4	
2	CO	16983.5		59032.6	
3	CO2	54871.1		191584.7	
4	H2O	2277.9	1110.1		6220.8
5	CH3OH	1167.6	131855.1		133920.6
6	CH3COOH	2332.4			4691.8
7	CH3OCH3	433.4		1523.5	
8	HI	2311.9		803.5	4707.5
9	N2	117320.1		407693.5	
11	Panas laten			-	-1136523.8
	Jumlah	595866.0		1582849.1	-986983.1

7) Heat Exchanger (HE-02)

No.	Komponen	Q ₁₃ masuk		Q ₁₄ keluar
		Q5	Q9	
1	H2O	37891.6	65593.8	2426822.0
2	CH3OH	1376.2	6571.9	201198.3
3	CH3COOH	111331.5	103230.7	3614083.4
4	CH3OCH3	26.0	77.8	2683.3
5	HI	549.7	886.9	37268.1
6	Rh(CO) ₂ l ₂	3554.3		1948.4
7	Steam	5952913.0		-
	Jumlah	6284003.5		6284003.5

8) Kolom Destilasi (K – 01)

No.	Komponen	Q ₁₄ masuk	Q keluar	
			Hasil atas (Q ₁₅)	Hasil bawah (Q ₁₆)
1	H ₂ O	2426822.2	4387.6	3392082.8
2	CH ₃ OH	201198.3	17573.6	216960.9
3	CH ₃ COOH	3614083.4	5441.4	5131556.0
4	CH ₃ OCH ₃	2683.3	886.4	-
5	HI	37268.1	12409.7	-
6	Rh(CO) ₂ l ₂	1948.4	-	2721.8
7	Air pendingin	-	2391687.7	-
8	Steam	4891704.2	-	-
	Jumlah	11175707.9	2432386.4	8743321.5

9) Heat Exchanger (HE-03)

No.	Komponen	Q ₁₆ masuk	Q ₁₇ keluar
1	H ₂ O	3392082.8	2652176.5
2	CH ₃ OH	216960.9	166674.2
3	CH ₃ COOH	5131556.0	3967803.9
4	Rh(CO) ₂ l ₂	2721.8	2137.8
5	Air pendingin	-	1954529.0
	Jumlah	8743321.4	8743321.4

10) Destilasi (K – 02)

No.	Komponen	Q ₁₇ masuk	Q keluar	
			Hasil atas (Q ₁₈)	Hasil bawah (Q ₁₉)
1	H ₂ O	2652176.5	2114472.5	11058.3
2	CH ₃ OH	166674.2	131686.5	
3	CH ₃ COOH	3967803.9	157328.4	4512946.1
4	Rh(CO) ₂ l ₂	2137.8		2532.8
5	Air pendingin	-	50617443.1	-
6	Steam	50758675.3	-	-
	Jumlah	57547467.7	53020930.5	4526537.2

11) Vaporizer (V – 01)

No.	Komponen	Q ₁₉ masuk	Q keluar	
			Uap (Q ₂₀)	Cairan (Q ₂₁)
1	H ₂ O	11058.3	4726.3	552.9
2	CH ₃ COOH	4512946.1	2231205.7	225647.3
3	Rh(CO) ₂ l ₂	2532.8	-	2532.8
4	Panas laten	-	7230438.9	-
5	Steam	5168566.7	-	-
	Jumlah	9695103.9	9466370.9	228733

12) Condensor (CD – 04)

No.	Komponen	Q ₂₀ masuk	Q ₂₂ keluar
1	H ₂ O	4726.3	10505.4
2	CH ₃ COOH	2231205.7	4287298.8
3	Panas laten	-	-7230438.9
4	Air pendingin	-	5168566.7
	Jumlah	2235932	2235932

13) Heat Exchanger (HE-04)

No.	Komponen	Q ₂₂ masuk	Q ₂₃ keluar
1	H ₂ O	10505.4	492.3
2	CH ₃ COOH	4287298.8	72720.8
3	Air pendingin	-	4224591.1
	Jumlah	4297804.2	4297804.2

14) Mixing tank (MT – 01)

No.	Komponen	Q ₍₂₄₊₂₅₎ masuk		Q ₂₆ keluar
		Q ₂₄	Q ₂₅	
1	HI		2543.8	32573.3
2	H ₂ O	827950.3	91899.4	680786.1
3	CH ₃ OH	185062.4		609057.4
4	CH ₃ COOH	291439.1		83195.4
5	Rh(CO) ₂ l ₂	7240.3		523.2
	Jumlah	1406135.3		1406135.3

15) Heat Exchanger (HE-05)

No.	Komponen	Q ₂₆ masuk	Q ₁ keluar
1	HI	32573.3	277689.5
2	H ₂ O	680786.1	4706456.6
3	CH ₃ OH	609057.4	4610290.0
4	CH ₃ COOH	83195.4	612929.0
5	Rh(CO) ₂ I ₂	523.2	3554.3
6	Steam	8804784.0	-
	Jumlah	10210919.4	10210919.4

2.2. Peralatan Proses dan Utilitas

2.2.1. Peralatan Proses

REAKTOR R-01		
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi karbonilasi CH ₃ OH dengan CO dan membentuk CH ₃ COOH.	
Jenis	Bubble reactor dengan sparger	
Jumlah	1 unit	
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel type 340 (SA 240)</i>	
Kondisi	Tekanan	30 atm
	Suhu	175°C
	Katalis	Rhodium kompleks dan promoter HI
	Waktu tinggal	36,42 menit
Dimensi reaktor	Diameter	4,075 m
	Tinggi	20,405 m
	Tebal	4 in
Head dan Bottom	Jenis	Elliptical Dishead
	Tebal	4 in
Sparger	D orifice	3 mm
	Jumlah	7117 buah
Pendingin	Jenis	Jaket
	Tebal	0,0961 m
	Media	Brine (25 % NaCl)

Fase reaksi	Cair - Gas	
TANGKI T-04		
Fungsi	Sebagai Menyimpan bahan baku methanol dalam bentuk cair selama 7 hari pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.	
Jenis	Flat Bottom Cylindrical Vessel Conical Roof	
Jumlah	1 unit	
Bahan Konstruksi	Carbonsteel SA 283 Grade C	
Kondisi	Tekanan	1 atm
	Suhu	30°C
Fase reaksi	Cair-Cair	
Tinggi	30 ft	
Diameter	70 ft	
Jumlah Course	5 buah	
KOLOM SCRUBBER		
Fungsi	Memisahkan HI dari campurannya dengan bantuan methanol.	
Jenis	<i>Packed Column</i>	
Jumlah	1 unit	
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel type 340 (SA 240)</i>	
Tinggi Packing	8,37 m	
Packing	Pall ring ukuran 2 in berbahan polipropilen	
Kecepatan flooding	4,75 ft/detik	
Diameter menara	1,67 m	
Tinggi menara	12,18 m	
POMPA BAHAN BAKU METHANOL		
Fungsi	Mengalirkan methanol dari tangki penyimpanan sebagai bahan penyerap HI dalam Absorber.	
Bahan Konstruksi	Carbonsteel SA 283 grade C	
Jenis	<i>Pompa Sentrifugal</i>	
Jumlah	1 unit	
Kapasitas	751,097 galon/menit	
Kondisi	Tekanan	1 atm

	Suhu	60°C
Power teoritis	1,71 HP	
Power actual	2,76 HP	
Power Motor	3,34 HP digunakan motor standar 3,5 HP	
Schedule	40	
ID	2,469 in	
Bahan	Pipa Baja Komersial	
EXPANDER		
Fungsi	Menurunkan tekanan produk gas reactor dari 30 atm menjadi 5 atm	
Jenis	Expander Sentrifugal	
Kapasitas	0,485 m ³ /det	
Tenaga	1945,808 HP	
Bahan Konstruksi	Carbonsteel SA 353	
MIXER		
Fungsi	Tempat pencampuran freshfeed methanol,katalis HI, air dan recycle.	
Jenis Pengaduk	Marine Propeller 3 blade	
CATALYST RECOVERY SEPARATOR		
Fungsi	Memisahkan katalis H[Rh(CO) ₂ I ₂] dari campurannya	
Jenis	Horizontal drum	
Bahan Konstruksi	Stainless Steel type (SA 240)	
Debit	9,01 m ³ /detik	
Waktu Hold Up	5 menit	
Diameter Vessel	3,22 m	
Panjang vessel	11,09 m	
CATALYST RECOVERY COLUMN (CRC)		
Fungsi	Memisahkan katalis Rhadium kompleks dari campurannya.	
Jenis	Sieve tray destilation column	
Jumlah Plate	33 buah	
Bahan Alat	Stainless Steel type 340 (SA 240).	
Tinggi kolom	20,888 m	
Diameter	Puncak Kolom	1,424 m

	Dasar Kolom	2,39 m
Tebal Kolom	Shell	3/16 in
	Puncak Kolom	½ in
	Dasar Kolom	1 ¼ in

2.2.2. Utilitas

AIR	
Air untuk Proses Produksi	37.823,07 m ³ /hari
Air untuk Membuat Steam	1.109,5 m ³ /hari
Air untuk Umum (Perkantoran, Perumahan dan Laboratorium)	50,18 m ³ /hari
Total kebutuhan air	38.982,75 m ³ /hari
Didapat dari sumber	Sumur Bor
STEAM	
Kebutuhan steam	118.902,80 lb/jam
Jenis boiler	<i>Water Tube Boiler</i>
LISTRIK	
Kebutuhan listrik	702,394 kW
Dipenuhi dari	PLN Kawasan Kalimantan Timur
BAHAN BAKAR	
Jenis	Solar
Kebutuhan	77,769 ft ³ /jam
Sumber dari	Pertamina Balikpapan

III. PERHITUNGAN EKONOMI

Plant Start Up	Rp 25.411.774.600	
Fixed capital	Rp 254.117.745.800	
Working capital	Rp 348.782.029.500	
Total capital investment	Rp 628.315.499.000	
ANALISIS KELAYAKAN		
Return on Investment (ROI)	Before tax : 62,38 %	After tax :43,67 %
Pay Out Time (POT)	Before tax : 1,38 tahun	After tax :1,86 tahun
Break Even Point (BEP)	40,8%	
Shut Down Point (SDP)	29,25%	
Discounted Cash Flow (DCF)	39,187%	