

LAMPIRAN A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas : 30.000 ton/tahun
 Jam Kerja/tahun : 8000 jam
 Laju Massa produk Aseton : 3,750 kg/jam
 Satuan massa : kg/jam

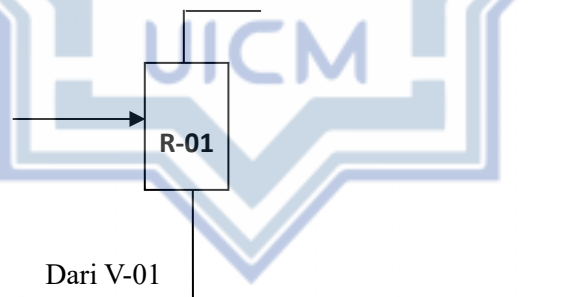
1) Neraca Massa Di Reaktor (R-001)

Fungsi : Mereaksikan isopropil menjadi aseton dengan proses dehidrogenasi

Tipe : *Fixed bed Multitube*

Katalis : *Zinc Oxide (ZnO)*

Reaksi yang terjadi : $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}_{(g)} \rightarrow (\text{CH}_3)_2\text{CO}_{(g)} + \text{H}_{2(g)}$



• **Komponen**

Komponen	Mr
Hidrogen	2,02
Aseton	58,08
Isopropil Alkohol	60,1
Air	18

• **Kondisi Operasi**

Suhu : 220°C
 Tekanan : 1,97 atm

Koversi : 92,8%
 Sisa : 7,2%
 Kemurnian : 87,4% Isopropil Alkohol
 12,6% Air

- Input

Feed (Umpan)

Basis Perhitungan : 100 kmol

Komponen	Mr	Laju (kmol)	Laju (Kg)
Hidrogen	2,02	0	0
Aseton	58,08	0	0
IPA	60,1	100	6010
Air	18	48,135	866,43
Total			6876,4302

- Isopropil Alkohol

- = Basis × Mr

= 100 kmol × 60,1

= 6010 Kg

- Air

= Kemurnian × Massa Isopropil Alkohol

$\frac{87,4\%}{12,6\%} \times 6010$

= 866,43 kg

- Output Reaktor

Komponen	Laju (kmol)	Laju (Kg)
Hidrogen	92,8	187,456
Aseton	92,8	5389,824
IPA	7,2	432,72
Air	48,135011	866,43
Total		6876,43

- Hidrogen
 - = Konversi \times Mr
 - = $92,8 \times 2,02$
 - = 187,456 kg

- Aseton
 - = Konversi \times Basis \times Mr
 - = $0,98 \times 100 \text{ kmol} \times 58,08 \text{ g/mol}$
 - = 5389,824 kg

- Isopropil Alkohol
 - = Sisa \times Basis \times Mr
 - = $0,072 \times 100 \text{ kmol} \times 18$
 - = 432,72 kg

- Air
 - = sama dengan Input (Inert)
 - = 866,43 kg

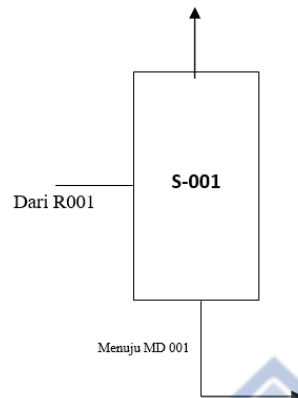
• **Faktor pengali = 0,7323**

Semua hasil perhitungan laju mol (kmol) dikalikan dengan faktor pengali, sehingga :

Komponen	Laju Alir Input		Laju Alir Output	
	Aliran 3		Aliran 4	
	Laju (Kmol/jam)	Laju (Kg/jam)	Laju (Kmol/jam)	Laju (Kg/jam)
Hidrogen	0,0000	0,0000	67,9597	137,2786
Aseton	0,0000	0,0000	67,9597	3947,0999
IPA	73,2324	4401,2700	5,2727	316,8914
Air	35,2504	634,5080	35,2504	634,5080
TOTAL	108,4829	5035,7780	176,4426	5035,7780
Balance	5035,7780		5035,7780	

2) Neraca Massa Separator (S-001)

Fungsi : Memisahkan fase gas dan fase cair menggunakan perubahan tekanan.



• Kondisi Operasi

- Tekanan : 2,72 atm = 2067,5 mmHg
- Suhu : 289,95 K = 16,80 °C
- Komponen kunci : Aseton
- Faktor separasi komponen kunci : 0.05
- Faktor separasi total : 0.406

• Komposisi *Feed* Separator

Komponen	laju (kmol)
Hidrogen	92,8
Aseton	92,8
IPA	7,2
Air	48,1350114
TOTAL	240,9350

Menghitung tekanan total dengan menggunakan *Antoine Coefficient* Rumus mencari nilai tekanan total per komponen.

Persamaan Antoine :

$$p = \exp \left(A - \frac{B}{C+T} \right)$$

Dengan :

P : Tekanan *saturated* bahan

T : *Temperature* operasi (K)

A,B,C,D,E : konstanta Antoine

Koefisien dari *National Institute of Standards and Technology*

Sehingga didapatkan :

A	B	C	D	E
3,4132	-4,13E+01	-1,09E+00	-6,69E-10	1,46E-04
28,5884	-2,47E+03	-7,35E+00	2,80E-10	2,74E-06
38,2363	-3,55E+03	-1,00E+01	-3,47E-10	1,74E-06
29,8605	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06

1. Menetapkan komponen kunci (k)

2. Menetapkan faktor pemisahan komponen kunci (k), $\psi_k = \frac{v_k}{f_k}$

3. Mengitung tekanan uap murni masing-masing komponen

$$p = \exp \left(A - \frac{B}{T+C} \right)$$

4. Menghitung konstanta keseimbangan (K) relative volatility

$$K_i = \frac{p_i^*}{p} \quad \alpha_i = \frac{K_i}{K_k}$$

3. Menghitung faktor pemisahan komponen lain (l)

$$\psi_l = \frac{\alpha_l \psi_k}{1 + (\alpha_l - 1) \psi_k}$$

4. Menghitung pemisahan uap total terhadap umpan (V/F)

$$\Psi = \frac{V}{F} = \sum \psi_i z_i$$

5. Iterasi fungsi hingga nol dengan mengubah suhu operasi

$$f(\Psi) = \sum \frac{(K_i - 1) z_i}{1 + \Psi(K_i - 1)} = 0$$

Komposisi cair dan uap $x_i = \frac{z_i}{1 + \Psi(K_i - 1)}$ dan $y_i = \frac{z_i K_i}{1 + \Psi(K_i - 1)}$

V	97,731
L	143,2039

P _{io}	K _i	α _{ik}	ψ _i	z _i	ψ _i z _i	f(ψ)	x _i	y _i	L _i	V _i
6,93E+12	3,35E+09	4,34E+10	1,000000	0,4	0,385166105	0,95	0,000	9,50E-01	0,000	92,8
1,59E+02	7,71E-02	1,00E+00	0,050000	0,4	0,019258305	-0,57	0,616	4,75E-02	88,159	4,640774
2,72E+01	1,32E-02	1,71E-01	0,008903	0,0	0,000266048	-0,05	0,050	6,56E-04	7,136	0,064111
1,44E+01	6,94E-03	9,00E-02	0,004716	0,2	0,000942182	-0,33	0,335	2,32E-03	47,908	0,227044
				1	0,405632640	0,00	1,000	1,00E+00	143,203	97,7319
							Balance		240,9350	

• **Neraca Massa**

Untuk menghitung neraca massa berat dalam kmol dikali dengan faktor pengali

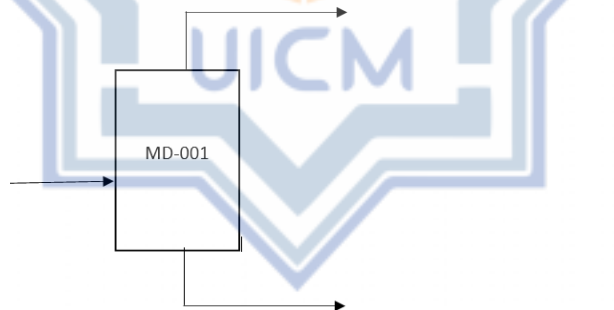
- Faktor pengali = 0,7323

Komponen	Laju Alir Input		Laju Alir Output			
	Aliran 6		Aliran 7		Aliran 8	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
Hidrogen	67,9597	137,2786	67,9597	137,2786	0,0000	0,0000
Aseton	67,9597	3947,099	3,3986	197,3879	64,5612	3749,7120
IPA	5,2727	316,8914	0,0470	2,8217	5,2258	314,0697
Air	35,2504	634,5080	0,1663	2,9929	35,0842	631,5152
TOTAL	176,4426	5035,7780	71,5715	340,4811	104,8711	4695,2969
Balance	5035,7780		5035,7780			

3) **Neraca Massa Menara Distilasi (MD-001)**

Fungsi : Memisahkan aseton dengan komponen lain

Jenis : Tray Column



Kondisi Operasi

SUHU	Atas (dew point)	339.03 K	65.88°C
	Bawah (bubble point)	394.86 K	121.71°C

TEKANAN	Atas	1520 mmHg	2 atm	Atas
	Bawah	1748 mmHg	2.3 atm	Bawah

Asumsi beda tekanan 228 mmHg

- **Komposisi *feed* distilasi**

Komposisi *feed* distilasi didapat dari keluaran bawah separator :

Komponen	Laju (kmol/jam)	Fraksi
Hidrogen	0,00000	0
Aseton	88,15923	0,615623805
IPA	7,13589	0,049830552
Air	47,90797	0,334545643
	143,2031	1

- **Penentuan Suhu Atas (*dew point*) dan Suhu Bawah (*bubble point*) dengan persamaan Antoine :**

$$p = \exp \left(A - \frac{B}{C+T} \right)$$

Dengan :

p : Tekanan saturated bahan

T : Temperature operasi (K)

A,B,C,D,E : Konstanta Antoine

Koefisien dari *National Institute of Standards and Technology*

Komponen	A	B	C	D	E	SUHU KRITIK
Hidrogen	3,4132	-41,3160	-1,09E+00	-6,69E-10	1,46E-04	13,95
Aseton	28,5884	-2469,0000	-7,35E+00	2,80E-10	2,74E-06	178,15
IPA	38,2363	-3551,3000	-1,00E+01	-3,47E-10	1,74E-06	355,7
Air	29,8605	-3152,2000	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06	373,2

• *Trial suhu dew point*

Trial suhu : 65,88°C

Tekanan operasi : 2 atm

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

	Komponen	Pi°	βi	Si	Atas				
		mmHg			di	Xd,i	Ki	ai	Xd,i/Ki
	Hidrogen	2,0,E+17	3,1,E+269	1,0,E+00	0,0,E+00	0,0,E+00	1,3,E+14	5,1,E+14	2,5,E-01
(LK)	Aseton	1,0,E+03	1,4,E+05	1,0,E+00	8,8,E+01	1,0,E+00	6,9,E-01	2,8,E+00	2,5,E-01
(HK)	IPA	3,8,E+02	1,0,E-03	1,0,E-03	7,1,E-03	8,1,E-05	2,5,E-01	1,0,E+00	2,5,E-01
	Air	2,0,E+02	4,3,E-09	4,3,E-09	2,1,E-07	2,4,E-09	1,3,E-01	5,1,E-01	2,5,E-01
	Total				88,2	1,0			1,0

- $K_i = P_i^0/P$
- $\alpha_i = K_i/K(HK)$
- $\beta_i = ((SHK/(1-SHK)) * (\alpha_i)^{Nm+1})$
- $S_i = \beta_i/(1+\beta_i)$
- $d_i = S_i * F_i$
- $X_{d,I} = d_i / \sum d_i$

Karena fraksi mol cair = 1, maka trial suhu sudah benar.

- **Trial suhu *bubble point***

Trial suhu : 121.71°C

Tekanan operasi : 2.3 atm

	Komponen	P _i ⁰ (mmHg)	Bawah				
			b _i	X _{b,i}	K _i	α _i	X _{b,i} *K _i
	Hidrogen	1,63E+23	0,0000	0	9,34E+19	5,55E+19	0,00E+00
(LK)	Aseton	4,74E+03	0,0006	1,11395E-05	2,71E+00	1,61E+00	3,02E-05
(HK)	IPA	2,94E+03	7,1288	0,129525766	1,68E+00	1,00E+00	2,18E-01
	Air	1,57E+03	47,9080	0,870463095	8,98E-01	5,34E-01	7,82E-01
	TOTAL		55,0373	1,0000			1,00

- $P_i^0 = \exp (A-(B/(T+C)))$
- $K_i = P_i^0/P$
- $\alpha_i = K_i/K(HK)$
- $\beta_i = ((SHK/(1-SHK))^*(\alpha_i)^{Nm+1})$
- $S_i = \beta_i/(1+\beta_i)$
- $d_i = S_i*F_i$
- $X_{d,I} = d_i/\sigma_{di}$

Karena fraksi mol uap = 1, maka trial suhu sudah benar.

• **Neraca Massa**

Untuk menghitung neraca massa berat dalam kmol dikali dengan faktor pengali

- Faktor pengali = 0,7323

Komponen	Laju Alir Input		Laju Alir Output			
	Aliran 10		Aliran 14		Aliran 16	
	Laju (Kmol/jam)	Laju (Kg/jam)	Laju (Kmol/jam)	Laju (Kg/jam)	Laju (Kmol/jam)	Laju (Kg/jam)
Hidrogen	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Aseton	64,5612	3749,7120	64,5607	3749,6859	0,0004	0,0261
IPA	5,2258	314,0697	0,0052	0,3141	5,2206	313,7557
Air	35,0842	631,5152	0,0000	0,0000	35,0842	631,5152
TOTAL	104,8711	4695,2969	64,5659	3750,0000	40,3052	945,2969
Balance	4695,2969		4695,2969			

LAMPIRAN B
PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Dari hasil perhitungan neraca massa selanjutnya dilakukan perhitungan neraca energi. Perhitungan neraca energi didasarkan pada :

Basis : 1 jam operasi

Satuan panas : Kj/jam

Temperatur referensi : 25°C (298,15 K)

Dalam menghitung entalpi dibutuhkan data data sebagai berikut :

- *Heat Capacity Gas*

KOMPONEN	Konstanta Cp gas					Hf gas (KJ/mol)
	A	B	C	D	E	
Hidrogen	25,399	2,0178E+02	-3,8549E-05	-3,1880E-08	-8,7585E-12	0,00
Aseton	35,918	9,3896E-02	1,8730E-04	-2,1643E-07	6,3174E-11	-217,57
IPA	25,535	2,1203E-01	5,3492E-05	-1,4727E-07	4,9406E-11	-272,59
Air	33,933	-8,4186E+01	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12	-241,80

(Yaws, 1999)

HEAT CAPACITY CORRELATION

The correlation for heat capacity of the ideal gas is a series expansion in temperature:

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3 + E T^4$$

where

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

HEAT CAPACITY CORRELATION

The correlation for heat capacity of liquid is a series expansion in temperature:

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3$$

where

C_p = heat capacity of liquid, joule/(mol K)

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

- *Heat Capacity Liquid*

KOMPONEN	Konstanta Cp cair			Hf Cair pada 298 K, kJ/mol	
	A	B	C	D	E
Hidrogen	50,607	-6,11360E+00	3,0930E-01	-4,1480E-03	0
Aseton	46,878	6,26520E-01	-2,0761E-03	2,9583E-02	-249,764958
IPA	72,525	7,95530E-01	-2,6330E-03	3,6498E-06	-316,8155124
Air	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07	-284,4929785

(Yaws, 1999)

- *Enthalpy of Vaporization*

ENTHALPY OF VAPORIZATION CORRELATION

A modified Watson equation was selected for enthalpy of vaporization as a function of temperature:

$$\Delta H_{\text{vap}} = A (1 - T/T_C)^n \quad (5-1)$$

where

ΔH_{vap} = enthalpy of vaporization, kJoule/mol

A, T_C , and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

KOMPONEN	A	Tc	N	Tmin	Tmax	Hvap	Hvap298 kj/mol
Hidrogen	0,659	33,18	0,380	13,95	33,18	0,46	0
Aseton	49,244	508,2	0,481	260,00	508,20	29,79	32,19495799
IPA	58,982	508,31	0,326	350,00	508,31	39,87	44,22551238
Air	52,053	647,13	0,321	273,16	647,13	39,5	42,69297854

(Yaws, 1999)

- *Entalphy of formation*

$$H_f = A + B T + C T^2$$

KOMPONEN	Hf @298K (kj/mol)
Hidrogen	0,00
Aseton	-217,57
IPA	-272,59
Air	-241,80

Komponen	Mr
Hidrogen	2,02
Aseton	58,08
IPA	60,1
Air	18

Aliran 6		
Komponen	kmol/jam	Kg/jam
Hidrogen	67,96	137,28
Aseton	67,96	3947,10
IPA	5,27	316,89
Air	35,25	634,51
Total	176,443	5035,778
Suhu, K	289,95	K
Tekanan, atm	2,7	atm
Fasa	cair	
Entalpi	-28668784,56	kJ/jam
Tr	298,15	K
Hsensibel	H (entalpi)	
2,53990E+01	-16018,26	
-2,13847E+02	-16933754,51	
-2,91281E+02	-1675795,24	
-2,50560E+02	-10043216,55	
	-28668784,560	

Aliran 7									
komponen	Kmol/jam	Kg/jam							
Hidrogen	67,96	137,28							
Aseton	3,40	197,39							
IPA	0,05	2,82							
Air	0,17	2,99							
Total	71,57	340,48109							
Suhu, K	289,95	K							
Tekanan, atm	2,7	atm							
Fasa	Gas								
Entalpi	-810605,22	kJ/jam							
Tr	298,15	K							
Komponen	Kmol/jam	Hf gas	Konstanta gas					Hsensibel	H (entalpi)
			A	B	C	D	E		
Hidrogen	67,959709	0,00	25,399	2,0178E-02	-3,8549E-05	3,1880E-08	-8,7585E-12	-2,3570E+02	-16018,26
Aseton	3,398552	-217,57	35,918	9,3896E-02	1,8730E-04	-2,1643E-07	6,3174E-11	-6,1248E+02	-741504,51
IPA	0,0469504	-272,59	25,535	2,1203E-01	5,3492E-05	-1,4727E-07	4,9406E-11	-7,3089E+02	-12832,52
Air	0,1662701	-241,80	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12	-2,7567E+02	-40249,93
									-810605,220

Aliran 10								
komponen	Kmol/jam	Kg/jam						
Hidrogen	0,00	0,00						
Aseton	64,56	3749,71						
IPA	5,23	314,07						
Air	35,08	631,52						
Total	104,871	4695,297						
Suhu, K	365,90	K						
Tekanan, atm	2,2	atm						
Fasa	Cair							
Entalpi	-26930286,93	kj/jam						
Tr	298,15	K						
Komponen	Kmol/jam	Hf cair	Konstanta cair				Hsensibel	H (entalpi)
			A	B	C	D		
Hidrogen	0	0	50,607	-6,11360E+00	3,0930E-01	-4,1480E-03	-8,21017E+06	0,00000E+00
Aseton	64,5611571	-249,765	46,878	6,26520E-01	-2,0761E-03	2,9583E-06	9,12271E+03	-1,55361E+07
IPA	5,225785687	-316,8155	72,525	7,95530E-01	-2,6330E-03	3,6498E-06	1,22212E+04	-1,59174E+06
Air	35,08417581	-284,493	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07	5,09635E+03	-9,80240E+06

Aliran 12		
komponen	Kmol/jam	Kg/jam
Hidrogen	0	0,000
Aseton	180,8476994	10503,634
IPA	5,235198356	314,635
Air	35,08417609	631,515
Total	221,1670739	11449,785
Suhu, K	394,863645	K
Tekanan, atm	2,3	atm
Fasa	Cair	
Entalpi	-54036443,53	kJ/jam
Tr	298,15	K

Komponen	Kmol/jam	Hf cair 298	Konstanta cair				H sensibel	H (entalpi)
			A	B	C	D		
Hidrogen	0	0	50,607	-6,11360E+00	3,0930E-01	-4,1480E-03	-1,36003E+07	0,00000E+00
Aseton	180,8476994	-249,764958	46,878	6,26520E-01	-2,0761E-03	2,9583E-06	1,34003E+04	-4,27460E+07
IPA	5,235198356	-316,8155124	72,525	7,95530E-01	-2,6330E-03	3,6498E-06	1,78724E+04	-1,56503E+06
Air	35,08417609	-284,4929785	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07	7,29079E+03	-9,72541E+06
								-54036443,53

Aliran 13								
komponen	Kmol/jam	Kg/jam						
Hidrogen	0,00000	0,000000						
Aseton	116,28654	6753,922379						
IPA	0,00941	0,565701						
Air	0,00000	0,000005						
Total	116,2960	6754,488085						
Suhu, K	394,863645	K						
Tekanan, atm	2	atm						
Fasa	Cair							
Entalpi	-27488843,78	kj/jam						
Tr	298,15	K						
Komponen	Kmol/jam	Hf cair	Konstanta cair				H sensibel	H (entalpi)
			A	B	C	D		
Hidrogen	0	0	50,607	-6,11360E+00	3,0930E-01	-4,1480E-03	-1,36003E+07	0,00000E+00
Aseton	116,2865423	-249,764958	46,878	-6,26520E-01	-2,0761E-03	2,9583E-06	1,34003E+04	-2,74860E+07
IPA	0,009412669	-316,8155124	72,525	7,95530E-01	-2,6330E-03	3,6498E-06	1,78724E+04	-2,81385E+03
Air	2,73356E-07	-284,4929785	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07	7,29079E+03	-7,57748E-02
								-27488843,780

Aliran 14								
Komponen	Kmol/jam	Kg/jam						
Hidrogen	0,0000	0,0000						
Aseton	64,5607	3749,6859						
IPA	0,0052	0,3141						
Air	0,0000	0,0000						
Total	64,5659	3750,000000000						
Suhu, K	339,0286411	K						
Tekanan, atm	2,3	atm						
Fasa	Cair							
Entalpi	-15779508,27	kj/jam						
Tr	298,15	K						
Komponen	Kmol/jam	Hf cair	Konstanta cair				H sensibel	H (entalpi)
			A	B	C	D		
Hidrogen	0,0000	0	50,607	-6,11360E+00	3,0930E-01	-4,1480E-03	-4,29816E+06	0,00000E+00
Aseton	64,5607	-249,764958	46,878	6,26520E-01	-2,0761E-03	2,9583E-06	5,37652E+03	-1,57779E+07
IPA	0,0052	-316,8155124	72,525	7,95530E-01	-2,6330E-03	3,6498E-06	7,23005E+03	-1,61783E+03
Air	0,0000	-284,4929785	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07	3,07558E+03	-4,27089E-02
								-1,57795E+07

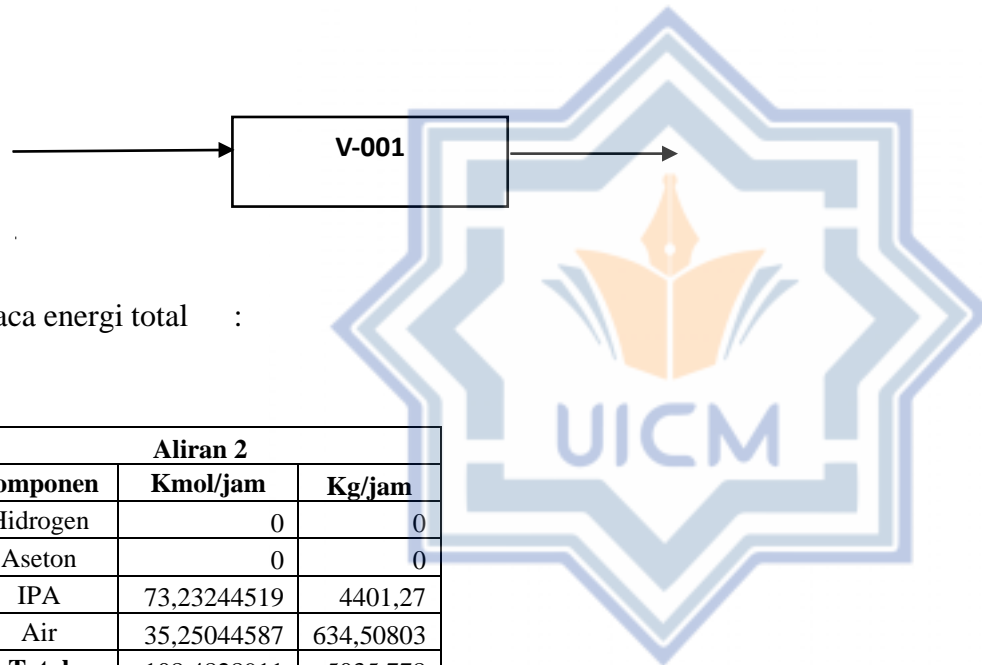
Aliran 15		
Komponen	kmol/jam	Kg/jam
Hidrogen	0,0000	0,000000
Aseton	180,8473	10503,608306
IPA	0,0146	0,879771
Air	0,0000	0,000008
Total	180,8619	10504,488085
Suhu, K	394,863645	K
Tekanan, atm	2,3	atm
Fasa	Gas	
Entalpi	-37901623,90	kJ/jam
Tr	298,15	K

Komponen	Kmol/jam	Hf gas 298 (kJ/mol)	Konstanta gas					Hsensibel	H (entalpi)
			A	B	C	D	E		
Hidrogen	0,0000	0,00	25,399	2,0178E-02	-3,8549E-05	3,1880E-08	-8,7585E-12	2,8002E+03	0,0000E+00
Aseton	180,8473	-217,57	35,918	9,3896E-02	1,8730E-04	-2,1643E-07	6,3174E-11	8,0132E+03	-3,7898E+07
IPA	0,0146	-272,59	25,535	2,1203E-01	5,3492E-05	-1,4727E-07	4,9406E-11	9,6678E+03	-3,8488E+03
Air	0,0000	-241,80	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12	3,2814E+03	-1,0140E-01
									-3,7902E+07

Aliran 15 a								
Komponen	Kmol/jam	Kg/jam						
Hidrogen	0	0,0000						
Aseton	180,8472505	10503,6083						
IPA	0,014638454	0,8798						
Air	4,25119E-07	0,0000						
Total	180,8618893	10504,4881						
Suhu, K	394,863645	K						
Tekanan, atm	2,3	atm						
Fasa	cair							
Entalpi	-42750276,31	kj/jam						
Tr	298,15	K						
Komponen	Kmol/jam	Hf cair	Konstanta cair				Hsensibel	H (entalpi)
			A	B	C	D		
Hidrogen	0	0,000	50,607	-6,11360E+00	3,0930E-01	-4,1480E-03	-1,36003E+07	0,00000E+00
Aseton	180,8472505	-249,765	46,878	6,26520E-01	-2,0761E-03	2,9583E-06	1,34003E+04	-4,27459E+07
IPA	0,014638454	-316,816	72,525	7,95530E-01	-2,6330E-03	3,6498E-06	1,78724E+04	-4,37607E+03
Air	4,25119E-07	-284,493	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07	7,29079E+03	-1,17844E-01
								-4,27503E+07

1) Neraca Energi di Vaporizer

Fungsi : Untuk mengubah fase umpan *liquid* menjadi *vapor*



Neraca energi total :

Aliran 2		
komponen	Kmol/jam	Kg/jam
Hidrogen	0	0
Aseton	0	0
IPA	73,23244519	4401,27
Air	35,25044587	634,50803
Total	108,4828911	5035,778
Suhu, K	303,15	K
Tekanan, atm	1,97	atm
Fasa	Cair	
Entalpi	-33153066,26	kJ/jam
Tr	298,15	K

Komponen	Kmol/jam	Hf cair, kJ/mol	Konstanta cair				Hsensibel, kJ/kmol	H (Entalpi)
			A	B	C	D		
Hidrogen	0	0	50,607	-6,11360E+00	3,0930E-01	-4,1480E-03	-4,32812E+05	0,00000E+00
Aseton	0	-249,764958	46,878	6,26520E-01	-2,0761E-03	2,9583E-06	6,39887E+02	0,00000E+00
IPA	73,232445	-316,8155124	72,525	7,95530E-01	-2,6330E-03	3,6498E-06	8,64455E+02	-2,31379E+07
Air	35,250446	-284,4929785	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07	3,77486E+02	-1,00152E+07
								-33153066,26

H bahan masuk + Q supply = H bahan keluar + Q loss

- Kondisi Operasi :
Suhu = 30°C (303 K)
- Tekanan = 1.97 atm
- Fasa = Cair
- 1 kJ/mol = 1000 kJ/kmol

- Untuk perhitungan H Sensibel

$$= A(T-T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{re}^2) + \frac{C}{3}((T^3 - T_{re}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{re}^4)$$

- Entalpi (kJ/kmol) menggunakan persamaan :

Untuk perhitungan Entalpi dalam kJ/jam didapat dari :

$$\text{Laju mol (kmol/jam)} \times H_f \text{ Cair} \times 1000 \times H \text{ sensibel}$$

- Entalpi Bahan Keluar (output)

Suhu = 220°C (493,15 K)

Tekanan = 1.97 atm

Fasa = Uap

Aliran 3		
komponen	Kmol/jam	Kg/jam
Hydrogen	0	0,00
Aseton	0	0,00
IPA	73,23244519	4401,27
Air	35,25044587	634,51
Total	108,4828911	5035,778
Suhu, K	493,15	K
Tekanan, atm	1,97	atm
Fasa	Gas	
Entalpi	-26684299,09	kJ/jam
Tr	298,15	K

Kondisi operasi :

Suhu = 220°C (493,15K)

Tekanan = 1.97 atm

Fasa = Uap

- Untuk perhitungan H Sensibel

$$= A(T-T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{re}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{re}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{re}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{re}^5)$$

- Entalpi (kJ/kmol) menggunakan persamaan :

Untuk perhitungan Entalpi dalam kJ/jam didapat dari :

$$\text{Laju mol (kmol/jam)} \times H_f \text{ gas} \times 1000 \times H \text{ sensibel}$$

- Entalpi Bahan Keluar (output)

Suhu = 220°C (493,15 K)

Tekanan = 1.97 atm

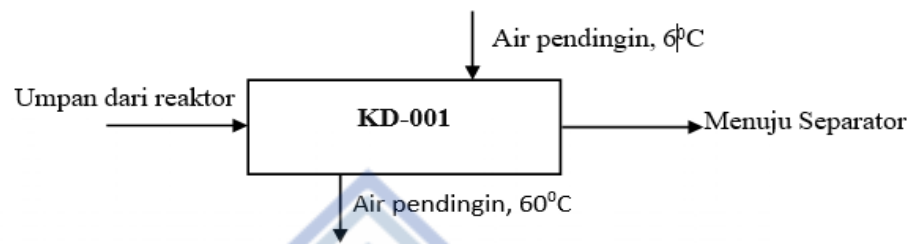
Fasa = Uap

- Neraca Energi

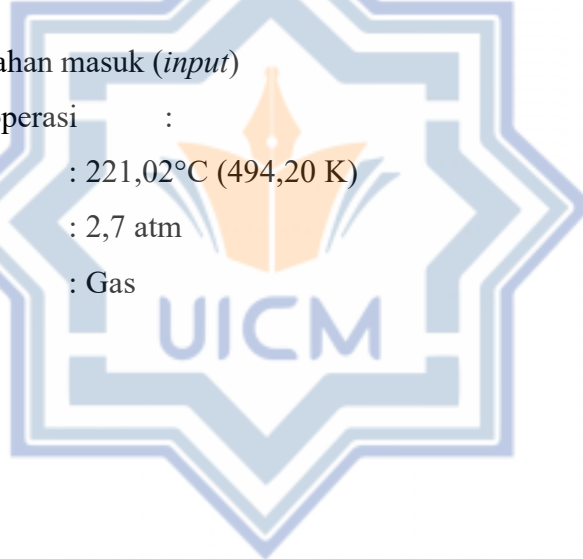
	T	220	C	T	220	C
		493,15	K		493,15	K
KOMPONEN	INPUT			OUTPUT		
	ALIRAN 3, Gas			ALIRAN 4, Uap		
	Kmol/Jam	H sensibel	H Entalpi	Kmol/Jam	H sensibel	H Entalpi
Hidrogen	0,00	5670,48	0,00	67,95	5670,48	-5,95225E-10
Aseton	0,00	17647,47	0,00	67,95	17647,47	-14785993,92
IPA	73,23	21382,01	-18396575,30	5,27	21382,01	-1437295,121
Air	35,25	6690,24	-8287723,78	35,25	6690,24	-8523557,811
total						
Total Entalpi (Kj/Jam)	-26684299,0926			-24746846,8480		
Q (kj/jam)	1937452,2446					

3) Neraca Energi di Kondensor 1 (CD-001)

Fungsi : Untuk mengembunkan uap yang keluar dari reaktorsebelum masuk ke separator.



- Entalpi bahan masuk (*input*)
- Kondisi operasi :
- Suhu : 221,02°C (494,20 K)
- Tekanan : 2,7 atm
- Fasa : Gas



- Entalpi Bahan Keluar (output)
 - Suhu = 16,80°C (289,95 K)
 - Tekanan = 2,7 atm
 - Fasa = Cair

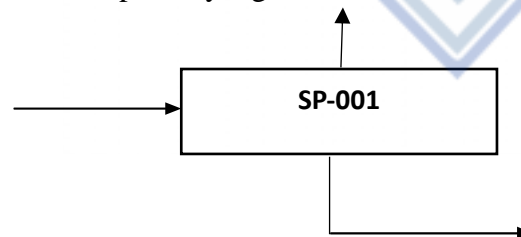
Aliran 6		
Komponen	kmol/jam	Kg/jam
Hidrogen	67,96	137,28
Aseton	67,96	3947,10
IPA	5,27	316,89
Air	35,25	634,51
Total	176,443	5035,778
Suhu, K	289,95	K
Tekanan, atm	2,7	atm
Fasa	Cair	
Entalpi	-28668784,56	kJ/jam
Tr	298,15	K
Hsensibel	H (entalpi)	
2,53990E+01	-16018,26	
-2,13847E+02	-16933754,51	
-2,91281E+02	-1675795,24	
-2,50560E+02	-10043216,55	
	-28668784,560	

- Neraca Energi

	T	221,0519411	C	T	16,8	C
		494,20	K		289,95	K
KOMPONEN	INPUT			OUTPUT		
	ALIRAN 5, UAP			ALIRAN 6, CAIR		
	Kmol/Jam	H sensibel	H Entalpi	Kmol/Jam	H sensibel	H Entalpi
Hidrogen	67,9597	5701,2825	5701,2825	67,9597	659746,6058	-16018,26
Aseton	67,9597	17758,5931	17758,5931	67,9597	-1652,3524	-16933754,51
IPA	5,2727	21517,1446	21517,1446	5,2727	-2137,9003	-1675795,24
Air	35,2504	6727,2078	6727,2078	35,2504	-896,0296	-10043216,55
Total Entalpi (Kj/Jam)	51704,2280			-28668784,5596		
Q	-28720488,7876					

4) Neraca Energi di Separator

Fungsi : Memisahkan komponen yang berada dalam fase cair dan fase uap.



- **Neraca energi total :**
- Entalpi bahan masuk (input) = Entalpi keluar
- Entalpi aliran 6 = Entalpi input separator + entalpi output separator
- = -810605.220 kJ/jam + -278582E+07 kJ/jam
- = -28668784.560 kJ/jam

- **Entalpi bahan keluar (output)**
- Kondisi operasi :
- Suhu : 16.80°C (289.95 K)
- Tekanan : 2.7 atm
- Fasa : Gas (Aliran 7) Cair (Aliran 8)

- Untuk perhitungan H Sensibel

$$= A(T-T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{re}^2) + \frac{C}{3}((T^3 - T_{re}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{re}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{re}^5)$$

- Entalpi (kJ/kmol) menggunakan persamaan :

Untuk perhitungan Entalpi dalam kJ/jam didapat dari :

$$\text{Laju mol (kmol/jam)} \times H_f \text{ Gas} \times 1000 \times H \text{ sensibel}$$

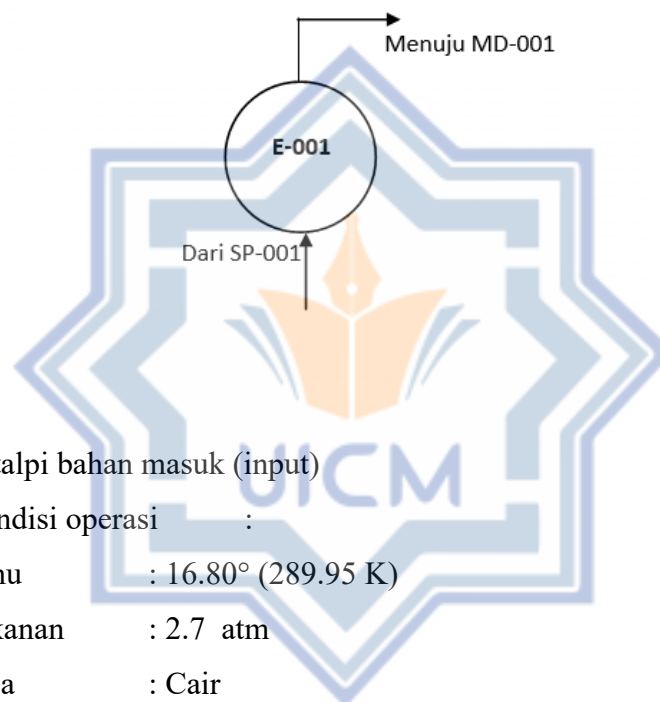
- Untuk perhitungan H Sensibel

$$= A(T-T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{re}^2) + \frac{C}{3}((T^3 - T_{re}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{re}^4)$$

- Entalpi (kJ/kmol) menggunakan persamaan :
Untuk perhitungan Entalpi dalam kJ/jam didapat dari :

$$\text{Laju mol (kmol/jam)} \times H_f \text{ cair} \times 1000 \times H \text{ sensibel}$$

5) Neraca Energi di Heater



- Entalpi bahan masuk (input)
Kondisi operasi :
Suhu : 16.80° (289.95 K)
Tekanan : 2.7 atm
Fasa : Cair

- Untuk perhitungan H Sensibel

$$= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{re}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{re}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{re}^4)$$

- Entalpi (kJ/kmol) menggunakan persamaan :
Untuk perhitungan Entalpi dalam kJ/jam didapat dari :

$$\text{Laju mol (kmol/jam)} \times H_f \text{ cair} \times 1000 \times H \text{ sensibel}$$

- **Entalpi bahan keluar (output)**

Kondisi operasi :

Suhu : 92.754°C (365.90K)

Tekanan : 2.1 atm

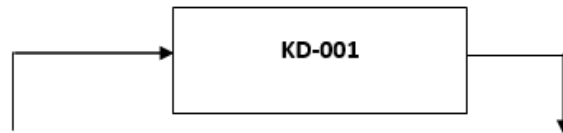
Fasa : Cair

- **Neraca Energi**

	T	289,95	C	T	92,75481269	C
		16,80	K		365,9048127	K
KOMPONEN	INPUT			OUTPUT		
	ALIRAN 9, Cair			ALIRAN 10, Cair		
	Kmol/Jam	H sensibel	H Entalpi	Kmol/Jam	H (Kj/kmol)	H (Kj/Jam)
Hidrogen	0,0000	659982,3080	0,0000	0,0000	-8210169,8462	0
Aseton	64,5612	-1039,8715	-16192249,9987	64,5612	9122,7094	-15536142,01
IPA	5,2258	-1407,0150	-1662962,7291	5,2258	12221,1912	-1591744,644
Air	35,0842	-620,3633	-10002966,6114	35,0842	5096,3547	-9802400,272
Total Entalpi (Kj/Jam)	-27858179,3392			-26930286,9304		
Q	927892,4088					

4) Neraca Energi di Kondensor 2 (CD-002)

Fungsi : Untuk mengembunkan uap yang keluar dari hasil atas Menara Distilasi



- Entalpi bahan masuk (input)

Kondisi operasi :

Suhu : 65.87°C (289.95 K)

Tekanan : 2 atm

Fasa : Cair

- Perhitungan H Sensibel

$$= A(T-T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{re}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{re}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{re}^4)$$

- Entalpi (kJ/kmol) menggunakan persamaan :

Untuk perhitungan Entalpi dalam kJ/jam didapat dari :

$$\text{Laju mol (kmol/jam)} \times H_f \text{ cair} \times 1000 \times H \text{ sensibel}$$

- **Entalpi bahan keluar (output)**

Kondisi operasi :

Suhu : 65.87°C (289.95 K)

Tekanan : 2 atm

Fasa : Cair

- **Neraca Energi**

	T	66,00 C		T	66,00 C		T	66,00 C		T	66,00 C	
		339,15 K			339,15 K			339,15 K			339,15 K	
KOMPONEN	INPUT						OUTPUT					
	ALIRAN 11, UAP			ALIRAN 11 a, CAIR			ALIRAN 13, CAIR			ALIRAN 14, CAIR		
	Kmol/Jam	H sensibel	H Entalpi	Kmol/Jam	H sensibel	H Entalpi	Kmol/Jam	H sensibel	H Entalpi	Kmol/Jam	H sensibel	H Entalpi
Hidrogen	0,0000	1179,4957	0,0000	0,0000	-4298161,7429	0	0,0000	-13600305,9081	0	0,0000	-4298161,7429	0
Aseton	180,8473	3208,8881	-38766617,6867	180,8473	5376,5233	-44196976,46	116,2865	13400,2910	-27486029,85	64,5607	5376,5233	-15777890,4
IPA	0,0146	3852,9635	-3933,8948	0,0146	7230,0470	-4531,852675	0,0094	17872,3512	-2813,852899	0,0052	7230,0470	-1617,827294
Air	0,0000	1379,6588	-0,1022	0,0000	3075,5798	-0,119635905	0,0000	7290,7859	-0,075774801	0,0000	3075,5798	-0,042708854
Total Entalpi (Kj/Jam)		-38770551,6838		-87469860,4896		-44201508,4367		-27488843,7801			-15779508,2729	
Q		-48699308,8059										

5) Neraca Energi di Reboiler

- Entalpi bahan masuk (input)

Kondisi operasi :

Suhu : 121.71 °C (394.86 K)

Tekanan : 2.3 atm

Fasa : Cair

- Perhitungan H Sensibel

$$= A (T-T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{re}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{re}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{re}^4)$$

- Entalpi (kJ/kmol) menggunakan persamaan :
Untuk perhitungan Entalpi dalam kJ/jam didapat dari :

$$\text{Laju mol (kmol/jam)} \times H_f \text{ cair} \times 1000 \times H \text{ sensibel}$$

- **Entalpi bahan keluar (output)**

Kondisi operasi :

Suhu : 121.71 °C (394.86 K)

Tekanan : 2.3 atm

Fasa : Gas

- Perhitungan H Sensibel

$$= A (T-T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{re}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{re}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{re}^4) + \frac{E}{5} (T^5 - T_{re}^5)$$

- Entalpi (kJ/kmol) menggunakan persamaan :
Untuk perhitungan Entalpi dalam kJ/jam didapat dari :

$$\text{Laju mol (kmol/jam)} \times H_f \text{ Gas} \times 1000 \times H \text{ sensibel}$$

- Neraca Energi

		CAIR			CAIR			UAP		
		Fasa			Fasa			Fasa		
		P	2,3	atm	P	2,3		P	2,3	
		T Operasi C- K	121,71	394,86	T Operasi C- K	121,71	394,86	T Operasi C- K	121,71	394,86
Komponen	BM	Aliran 12			Aliran 16			Aliran 15		
		Laju mol	H sensibel	Entalpi (kJ/jam)	Laju mol	H sensibel	Entalpi (kJ/jam)	Laju mol	H sensibel	Entalpi (kJ/jam)
Hidrogen	2,02	0	-13600305,91	0	0,00000	-13600305,9	0	0,00	2800,177	0
Aseton	58,08	180,8476994	13400,29	-42746006,25	0,00045	13400,29102	-106,1227733	180,85	8013,178	-37897775,03
IPA	60,1	5,235198356	17872,35	-1565026,746	5,22056	17872,35119	-1560650,68	0,01	9667,771	-3848,775024
Air	18	35,08417609	7290,79	-9725410,538	35,08418	7290,785881	-9725410,42	0,00	3281,418	-0,1013988
Total		221,1670739		-54036443,53	40,30518		-11286167,22	180,86		-37901623,9
H15a	-42750276,31	kJ/jam								
	Q	4848652,407	kJ/jam							

LAMPIRAN C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

Kapasitas : 30.000 ton/tahun

Jam Kerja/tahun : 8000 jam

Berikut ini adalah desain alat yang digunakan pada pabrik aseton, yaitu :

1. TANGKI PENYIMPANAN ISOPROPIL ALKOHOL (TP-001)

Fungsi : Menyimpan bahan baku isopropil alkohol

Jenis Tangki : *Cylindrical Vessel Conical Roof*

Jenis Head : *Conical Roof*

Fasa : Cair

Bahan : Carbon Steel A283 Grade C

Data Operasi

Laju Massa : 5035,78 kg/jam

Densitas : 801,99 kg/m³

Massa 1 minggu : Laju Massa × 168 jam = 846011 kg

Tekanan : 1 atm

Suhu : 303,15 K

a) Kapasitas Tangki (V_t)

$$\text{Volume bahan 1 minggu} : \frac{m}{p} : \frac{5035,78 \text{ kg/jam}}{801,99 \text{ kg/m}^3} = 1054,88$$

Faktor Keamanan 15%

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} & : (1 + 0,15) \times 1054,88 \\ & = 1213,12 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b) Dimensi Tangki

D tangki = 12 m

H tangki = 10,8 m

Course = 6

Kapasitas/m = 1221 m³

c) Ketebalan *Shell*

D = 12 m

CA = 3,175

H = 10,8 m

$$G = \frac{\text{densitas } (\frac{kg}{m^3})}{1000} = 0,802 \text{ g/ml}$$

Sd = 164 Mpa

St = 176 Mpa

Td : $4,9 \times D (H - 0,3) \times St/Sd + CA$

Ts : $4,9 \times D (H-0,3)/St$

course	H,m	Td	Ts
1	1,8	3,60631613	0,501136364
2	3,6	4,123895485	1,1025
3	5,4	4,641474841	1,703863636
4	7,2	5,159054197	2,305227273
5	9	5,676633552	2,906590909
6	10,8	6,194212908	3,507954545

2. POMPA (P-001)

Fungsi : Menaikkan tekanan dari tangki menuju ke vaporizer

Jenis : *Pump centrifugal*

G : 5035,77798 kg/jam

Densitas : 801,9937106 kg/m³

Viskositas : 0,00275956

Internal diameter : 1,185 in : 0,030 m

over design : 10%

Maka, G : $(1+10\%) \times G = 5539,355 \text{ kg/jam}$

: 1,53870 kg/s

Qv : $\frac{G}{\text{Densitas}} = 6,90698 \text{ m}^3/\text{jam}$

Cross sectional area : $(1/4 \times 3,14 \times (\text{internal diameter})^2)$
 : $0,000711171 \text{ m}^2$
Minimum fluid velocity : $((\text{Laju Massa Input}/3600) \times (1/\text{Cross sectional area}) \times (1/\text{Densitas}))$
 : $6,323986051 \text{ m/s}$

Reynold number : 23599,0445
 $(\text{Densitas} \times \text{internal diameter} \times \text{Minimum fluid velocity}) / \text{Viskositas}$

Friction factor : 1 (karena turbulen)

Asumsi jarak : 10 m

Z1 = 1 m

Z2 = 2 m

1 atm = 101,325 Pa

P1 : 1 atm : 101325 Pa

P2 : 1,97atm : 199610 Pa

FRIKSI	
kc	0,55
hc	$2,00150512 (Kc \times \text{Minimum fluid velocity})^2 / (2 \times 1)$

Friction Loss pipa lurus		
<i>fanning friction, f</i>	0,006	M (asumsi) $(4 \times f \times (10 \times \text{Minimum fluid velocity})^2 / (\text{Diameter} \times 2))$
ΔL	10	
Ff	29,01705	

Friction loss karena elbow(hf,elbow)		
jumlah elbow, 90°		2
Kf	0,75	
Hf	5,458650328	j/kg

(jumlah elbow x (minimum fluid velocity)² / 2)

Friction loss pada valve (hf, valve)			
Globe valve	½	kf	8,5
buku : balanced scorecard by robert s.			
Hf	30,93235186	j/kg	(kf x (minimum fluid velocity) ² / 2)

friksi karena ekspansi dari pipa ke tangki		
Kex	1	
Hex	3,639100218	j/kg
ΣF	71,04865302	J/kg

(Kex × (minimum fluid velocity)² / 2)
(hc + Ff + hf + hex)

HEAD STATIS (HS)		
Hs	9,806	j/kg

(9,806 × (Z2 - Z1))

Head Laju Alir

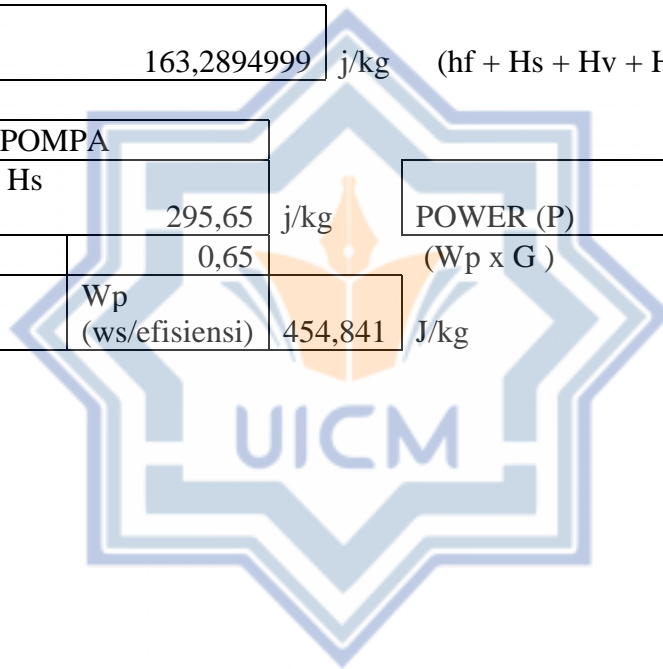
Head Pressure (Hp)

Hv=	0	j/kg	Hp	122,5511
Pompa sentrifugal= v1=v2			(P2-P1) X	
			Hp	101325

Head total (sigma F)	163,2894999	j/kg	(hf + Hs + Hv + Hp)
----------------------	-------------	------	---------------------

DayA POMPA				
Ws (Head total + Hs + Hp)	295,65	j/kg	POWER (P)	636,243966
Efisiensi	0,65		(Wp x G)	636,243966
Energi pompa	Wp (ws/efisiensi)	454,841	J/kg	0,8

J/s
(W)
W
Hp



3. VAPORIZER (V-001)

Fungsi : Untuk merubah bahan baku fase cair menjadi fase gas

Jenis : *Shell and tube*

Kondisi Operasi

P : 1,97 atm

T : 303,15 K

Q = Entalpi keluar - entalpi masuk

= -26684299,0926 - -33153066,2630

= 6468767,1704 kJ/jam = 1796879,77 J/s (watt)

Maximum Heat Load = 1,05 X 1796879,77

= 1886723,758

Asumsi U = 1000 w/m.^oC

Steam = 543,15 K

Δ Tm = 543,15K – 303,15K

= 240 K

λ_{evap} = 1604,6 kJ/kg

m steam = $\frac{6468767,1704 \text{ kJ/jam}}{1604,6 \text{ kJ/kg}}$

= 4031,389237 kg/jam

a) Menentukan area outside

Inside diameter : 25 mm

Outside diameter : 30 mm

Nominal length : 4.8 m

Area (outside) required : $\frac{\text{Maximum Heat Load}}{U \times \Delta T_m}$

= 7,86134 m²

b) Menentukan jumlah tube

Number of U tubes : $\frac{\text{Area outside}}{(\text{do} \times 0.001) \times 3.14 \times \text{length}} = 18$

Pitch : 1.5 x do = 1.5 x 30 = 45 mm

q : $\frac{\text{Maximum heat load}}{\text{Area outside}} = 24000 \text{ kW/m}^2$

$$h_{nb} = 0.104(P_c)^{0.69}(q)^{0.7} \left[1.8 \left(\frac{P}{P_c} \right)^{0.17} + 4 \left(\frac{P}{P_c} \right)^{1.2} + 10 \left(\frac{P}{P_c} \right)^{10} \right] \quad (12.63)$$

$$h_{nb} = h_o : 1248783,166 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

$$h_i : 8000 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

$$h_{od} = h_{id} : 5000 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

$$K_w : 55 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

(karena zat nya bukan korosif maka digunakan jenis *carbon steel*)

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \ln \left(\frac{d_o}{d_i} \right)}{2k_w} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_i} \quad (12.2)$$

$$1/U_o : 0,000640525$$

$$U_o : 1561,219$$

$U_o > U$ asumsi maka benar

$$\text{Surface tension} : 4,66\text{E-}02 \text{ N/m}$$

$$\text{Densitas liquid} : 801,99371 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Densitas uap} : 4,339844511 \text{ Kg/m}^3$$

$$N_t : 18$$

$$K_b : 0,44$$

$$q_{cb} = K_b \left(\frac{p_t}{d_o} \right) \left(\frac{\lambda}{\sqrt{N_t}} \right) [\sigma g (\rho_L - \rho_v) \rho_v^2]^{0.25} \quad (12.74)$$

$$q_c : 2544644674,678 \text{ W/m}^2 = 2544644,675 \text{ kW/m}^2$$

$$\text{Fluks maksimum} : 0.7 \times q_c = 175.8616 \text{ kW/m}^2$$

c) Layout

Menggunakan 12 dan 2 passes

$$\text{Shell ID} : 305 \text{ mm}$$

$$n_1 : 2.291$$

$$\begin{aligned}
 K1 & : 0.156 \\
 Db & : \left(\frac{d_o \times (Nt \times 2)}{K1} \right)^{1/n1} \\
 & = 322,57167 \text{ mm} \\
 Ds & : 2 \times Db = 645,143 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

- *Width at liquid level* : 0.3 m
- *Surface area of liquid* :
: *width liquid level* $\times \frac{\text{nominal length}}{2} = 0.72 \text{ m}^2$
- *Vapour velocity* :
: $\frac{\text{laju massa}}{3600} \times \frac{1}{\text{densitas uap}} \times \frac{1}{\text{surface area}} = 0,447669 \text{ m/s}$
- U_v : $0.2 \times \left(\frac{\text{densitas liquid} - \text{densitas uap}}{\text{densitas uap}} \right) 0.5 = 2,71144 \text{ m/s}$

4. REAKTOR (R-001)

Fungsi : Sebagai tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi isopropil alkohol menjadi aseton

Jenis : *Fixed Bed Multitube*

Pemanas : *Steam*

P : 1,97

T : 220

Q : Entalpi keluar- Entalpi Masuk

: 1937452,24

a. Mencari volume fluida

Residence Time : 126 detik

Densitas : 4,339 kg/m³

laju massa umpan: 5035,777 kg/jam = 538181,179 J/s ((watt)

Laju volumetrik : $\frac{\text{laju massa umpan}}{\text{Densitas}}$

: 1160,359 m³/jam

volume fluida : *Residence Time* \times Laju volumetrik

: 40,612 m³

b. Mencari luas perpindahan panas

Porosity katalis (ϵ)	0,6	
Volume Reaktor	81,225 m ³	(Volume fluida / ϵ)
Diamter Outside(Do)	2,375 inch	0,0603 m
Di	2,245 inch	0,0570 m
L	26.25 ft	8 m
Volume 1 tube	0,0204 m ³	(1/4 \times $\pi \times$ (di ²) \times L)
Nt	3314,7	3315
A	5023,03 m ²	(Nt \times $\pi \times$ do \times L)

c. Mencari U yang diperlukan

$$\Delta T 1 = 185^\circ\text{C}$$

$$\Delta T 2 = 160^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_m = (\Delta T 1 - \Delta T 2) / (\text{LN} (\Delta T 1 / \Delta T 2))$$

$$= 172,19^\circ\text{C}$$

$$U \text{ yang diperlukan} = (QR / (\Delta T_m \times A))$$

$$= 0,622 \text{ W/m}^2\text{C}$$

d. menghitung m steam

$$m = \frac{Q \left(\frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \right)}{H \text{ Evap} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)} = \frac{1937452,24}{1604,6}$$

$$m = 1207,436 \text{ Kg/jam}$$

e. menghitung diameter bundle

$$N_t = K_1 \left(\frac{D_b}{d_o} \right)^{n_1},$$

$$D_b = d_o \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_1},$$

Dimana :

N_t : number of tubes

D_b : bundle diameter, mm,

d_o : tube outside diameter, mm

n_i : 2,142

K_i : 0,319

$D_b = 4,525724947$

Piteh : 1,25 d_o

0,2	10
1,2	20

$y : 10x+8$

Clearance (y) : 53,25724947

id $D_b + (y \times 1000) : 4,5790$

Tebal : 5 mm

$D_o : 0,0670$

5. KOMPRESOR (K-001)

Fungsi : Menaikan tekanan dari reaktor menuju separator

Jenis : Kompresor Sentrifugal

Laju Massa (Q_m) = 5035,77 kg/jam
 = 1,399 kg/s
 = 27,093931 mol/s

Densitas Aliran = 0,8718 kg/m³

Tekanan Awal = 1,97 atm atau 199,61 kpa

Tekanan Akhir = 2,7 atm atau 273,577 kpa

Suhu = 494,20 K

$K = 1,4$

$R = 8,314 \text{ J/mol.K} \quad 0,16103$

$$\begin{aligned}
 Z &= 1 \\
 \text{Pisentropik} &= \left(\frac{K \times Z \times R \times T}{(K-1)} \times \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(K-1)/K} - 1 \right) \times Q_m \\
 &= 2527,74 \text{ watt} \\
 &= 3,3883 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

6. CONDENSOR (CD-001)

Fungsi : Mengembungkan keluaran reaktor sebelum masuk ke separator

Jenis : *Shell and tube*

Cp Air : 4,1855

Suhu Kondensor :

Masuk = 221,05°C

Keluar = 16,80°C

Suhu kebutuhan pendingin :

Masuk = 6°C

Keluar = 60°C

Inside diameter : 1,185 inch = 0,030 m

Outside diameter : 1,315 inch = 0,033 m

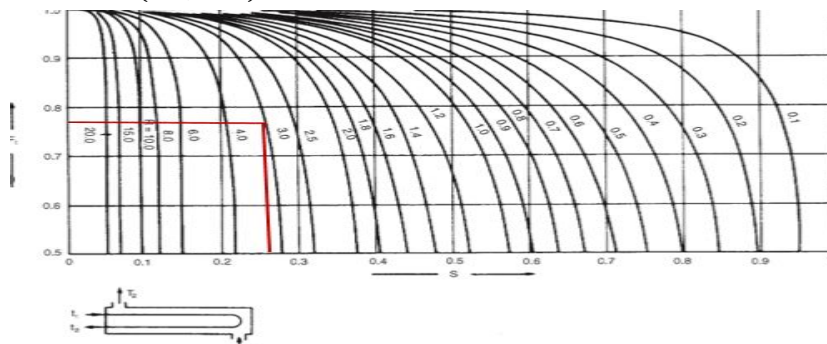
$$\text{Heat Transferred from Vapour} = \frac{Q}{3600} = \frac{5866855,33}{3600} = 1629,68 \text{ kJ/s}$$

$$\text{Cooling Water Flow} = \frac{\text{Heat transfer}}{\Delta T \times C_p \text{ air}} = \frac{1629,68 \text{ kJ/s}}{(60-6) \times 4,18} = 126,315 \text{ kg/s}$$

Asumsi Overall koefisien = 1200 W/m²C

$$R = \frac{(221,05-16,80)}{(60-6)} = 3,782^\circ\text{C}$$

$$S = \frac{(60-6)}{(221,05-6)} (37-30) = 0,251^\circ\text{C}$$



Dari gambar, diperoleh $F_t = 0.78$

$$\Delta T_{lm} = \frac{(221,05-60)^{\circ}C-(16,80-6)^{\circ}C}{\ln (221,05-60)^{\circ}C-(16,80-6)^{\circ}C} = 29,976^{\circ}C$$

$$\Delta T_m = 0.78 \times 29,976^{\circ}C = 23,381$$

Menghitung Luas Area Perpindahan

$$\text{Menghitung Luas Area Perpindahan : } A = \frac{Q}{U \times \Delta T_m} = 23,185 \text{ m}^2$$

$$\text{Kebutuhan m air : } \frac{Q}{C_p \times \Delta T_m} = 16652,48 \text{ kg/jam}$$

7. SEPARATOR (SP-001)

Fungsi : Untuk memisahkan bahan baku yang sudah sempurna menjadi gas dan bahanbaku fasa cair berdasarkan densitas

Jenis : *Separator Single Stage*

Mencari H_v

SETTLING VELOCITY		
Densitas Liquid	= 820,338	kg/m ³
Densitas Uap	= 4,01830	kg/m ³
$U_t = 0,07 \times ((\rho_{liq} - \rho_{vap}) / \rho_{vap})^{0,5}$	= 0,99771	m/s
Dv		
V_v	= 0,02353	m ³ /s
ϕ	= 3,14	
$U_s = U_t$	= 0,997715	m/s
D_v / d_i	= 0,1733	m
		$U_s = U_t$ menggunakan demisterpad
		$D_v + space = 0,30 \text{ m}$

Liquid Volumetric Flow Rate	4695,296 kg/h
Liquid Volumetric Flow Rate	0,00159 m ³ /s
Allow a minimum of 10 minutes hold-up	
Volume held in vessel = Liq Volumetric Flow Rate × (10 × 60)	0,9539 m ³ /s
$H_v = \text{Volume head} / (\phi \times (D_v/d_i)^2) / 4$	30,38007

8. HEATER (HE-001)

Fungsi : Memanaskan umpan sebelum masuk menara distilasi

Jenis : *Double pipe*

Prancangan Heater

$t_1 = 16,80 \text{ }^\circ\text{C}$

$t_2 = 92,75 \text{ }^\circ\text{C}$

suhu yang diinginkan setelah pemanasan

$T_1 = 112^\circ\text{C}$ suhu air masuk

$T_2 = 112^\circ\text{C}$ suhu air setelah dipakai untuk memanaskan

$FT = 1$

$Q = 927892,408 \text{ KJ/jam}$

$U = 900 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$

$LMTD = \frac{(T_{\text{Heater}} - T_{\text{masuk}}) - (T_{\text{Heater}} - T_{\text{keluar}})}{\ln(T_{\text{Heater}} - T_{\text{masuk}}) / (T_{\text{Heater}} - T_{\text{keluar}})}$
 $= 47,5142 \text{ }^\circ\text{C}$

$\Delta T_m = LMTD \times FT$
 $= 47,5142 \text{ }^\circ\text{C}$

$A = Q / U \times \Delta T_m$
 $= 21,6985 \text{ m}^2$

$H_{\text{vap}} = 22245 \text{ kJ/kg}$

$C_p \text{ air} = 4,187 \text{ m}$

$m = Q / \lambda \text{ (panas penguapan)}$
 $= 41,71 \text{ kg/jam}$
 $= 257,75 \text{ kW}$

9. POMPA II (P-002)

Fungsi : mengalirkan cairan dari accumulator

Jenis : *Pump centrifugal*

$G = 4695,296 \text{ kg/jam}$

Densitas : $820,3389 \text{ kg/m}^3$

Internal diameter : $1,185 \text{ in} : 0,030 \text{ m}$

Over design : 10%
 Maka, G : $(1+10\%) \times G = 5164,826 \text{ kg/jam}$
 : 1,434 kg/s
 Q : $\frac{G}{\text{Densitas}} = 6,295966 \text{ m}^3/\text{jam}$
 Cross sectional area : $(1/4 \times 3,14 \times (\text{internal diameter})^2)$
 : 0,00071 m²
 Minimum fluid velocity : $((\text{Laju Massa Input}/3600) \times (1/\text{Cross sectional area}) \times (1/\text{Densitas}))$
 : 2,45915615 m/s
 Reynold number : 19199,411
 (Densitas \times internal diameter \times Minimum fluid velocity) / Viskositas
 Friction factor : 1 (karena turbulen)
 Asumsi jarak : 10 m
 Z1 = 1 m
 Z2 = 2 m
 1 atm = 101,325 Pa
 P1 : 2,3 atm : 233,04 Pa
 P2 : 2,3atm : 233,04 Pa

FRIKSI	
kc	0,55
hc	$1,663048 (Kc \times \text{Minimum fluid velocity})^2 / (2 \times 1)$

Friction Loss pipa lurus		
<i>fanning friction, f</i>	0,007	m (asumsi) $(4 \times f \times (10 \times \text{Minimum fluid velocity})^2 / (\text{Diameter} \times 2))$
ΔL	25	
Ff	70,32151033	

Friction loss karena elbow(hf,elbow)			
jumlaah elbow, 90°			9
Kf	0,75		
Hf	20,410	j/kg	(jumlah elbow x (minimum fluid velocity) ² / 2)
Friction loss pada valve (hf, valve)			
Globe valve	½	kf	8,5
buku : balanced scorecard by robert s.			
Hf	30,93235186	j/kg	(kf x (minimum fluid velocity) ² / 2)
friksi karena ekspansi dari pipa ke tangki			
Kex	1		
Hex	3,02372	j/kg	(Kex × (minimum fluid velocity) ² / 2)
ΣF	121,12	J/kg	(hc +Ff + hf + hex)
HEAD STATIS (HS)			
Hs	127,478	j/kg	(9,806 × (Z2 -Z1)

Head Laju Alir					
Hv=	0	j/kg			
Pompa sentrifugal= $V_1=V_2$					
Head total (sigma F)		153,1796581	j/kg	(hf + Hs + Hv + Hp)	
DayA POMPA					
Ws (Head total + Hs + Hp)	280,66	j/kg	POWER (P)	563,1504	J/s (W)
Efisiensi	0,65		(Wp x G)	563,1500	W
Energi pompa	Wp (ws/efisiensi)	431,7810125	J/kg	0,75	Hp

10. CONDENSOR (CD-002)

Fungsi : Mengembunkan hasil atas menara distilasi

Jenis : *Shell and tube*

Cp Air : 4,1855

Suhu Kondensor :

Masuk = 65,88°C

Keluar = 65,88°C

Suhu kebutuhan pendingin :

Masuk = 35°C

Keluar = 60°C

FT= 1

$$\Delta T_{lm} = \frac{(65,88-60)^{\circ}\text{C} - (65,88-35)^{\circ}\text{C}}{\ln \frac{(65,88-60)^{\circ}\text{C}}{(65,88-35)^{\circ}\text{C}}} =$$

$$\Delta T_m = 15,223^{\circ}\text{C}$$

Menghitung Luas Area Perpindahan

$$\text{Menghitung Luas Area Perpindahan} : A = \frac{Q}{U \times \Delta T_m} = 82,582 \text{ m}^2$$

$$\text{Kebutuhan m air} : \frac{Q}{C_p \times \Delta T_m} = 85235,8 \text{ kg/jam}$$

11. ACCUMULATOR (ACC-001)

Fungsi : Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara distilasi untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar

Jenis : Tangki silinder

Laju massa : 10504,48 Kg/jam

Laju volumetrik (qv) : 14,27296839 m³/jam

Waktu tinggal di akumulator (T) : 5 min: 0,0833 jam

Volume cairan : 1,189414033 m³

Space asumsi : 1,2 karena 0.2 nya untuk space uap

Volume akumulator : 1,427296839 m³

Perbandingan tinggi dan diameter : H = 2D L = 2D

Volume akumulator : $\frac{1}{4} \times 3,14 \times d^2$

D 0,968765533 Pake 1

L 1,937531066

Tekanan : 2 atm : 29,32 psi

12. REBOILER (RB-002)

Fungsi : Untuk merubah bahan baku fase cair menjadi fase gas

Jenis : *Shell and tube*

Kondisi Operasi

P : 2,3 atm

T : 394, 86K

Q = Entalpi keluar - entalpi masuk

= 4848652,407 kJ/jam = 1346847,89 J/s (watt)

Maximum Heat Load = 1,05 X 1346847,89

= 1414190,285

Asumsi U = 1000 w/m.^oC

Steam = 445,15 K

$\Delta T_m = 445,15K - 395,15 K$

= 50 K

λ_{evap} = 2041,1 kJ/kg

m steam = $\frac{4848652,407 \text{ kJ/jam}}{2041,1 \text{ kJ/kg}}$

= 2375,5095 kg/jam

d) Menentukan area outside

Inside diameter : 25 mm

Outside diameter : 30 mm

Nominal length : 4.8 m

Area (outside) required : $\frac{\text{Maximum Heat Load}}{U \times \Delta T_m}$

= 28,28380 m²

e) Menentukan jumlah tube

Number of U tubes : $\frac{\text{Area outside}}{(\text{do} \times 0.001) \times 3.14 \times \text{length}} = 63$

Pitch : 1.5 x do = 1.5 x 30 = 45 mm

$$q : \frac{\text{Maximum heat load}}{\text{Area outside}} = 50000 \text{ kW/m}^2$$

$$h_{nb} = 0.104(P_c)^{0.69}(q)^{0.7} \left[1.8 \left(\frac{P}{P_c} \right)^{0.17} + 4 \left(\frac{P}{P_c} \right)^{1.2} + 10 \left(\frac{P}{P_c} \right)^{10} \right] \quad (12.63)$$

$$h_{nb} = h_o : 325143,4482 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

$$h_i : 8000 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

$$h_{od} = h_{id} : 5000 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

$$K_w : 55 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

(karena zat nya bukan korosif maka digunakan jenis *carbon steel*)

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \ln \left(\frac{d_o}{d_i} \right)}{2k_w} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_i} \quad (12.2)$$

$$1/U_o : 0,00017510$$

$$U_o : 5710,7491$$

$U_o > U$ asumsi maka benar

$$\text{Surface tension} : 0,0466 \text{ N/m}$$

$$\text{Densitas liquid} : 827,71 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Densitas uap} : 4,12 \text{ Kg/m}^3$$

$$N_t : 63$$

$$K_b : 0,44$$

$$q_{cb} = K_b \left(\frac{p_t}{d_o} \right) \left(\frac{\lambda}{\sqrt{N_t}} \right) [\sigma g (\rho_L - \rho_v) \rho_v^2]^{0.25} \quad (12.74)$$

$$q_c : 1001715373,29 \text{ W/m}^2 = 1001715,373 \text{ kW/m}^2$$

$$\text{Fluks maksimum} : 0.7 \times q_c = 701200,7613 \text{ kW/m}^2$$

f) Layout

Menggunakan 12 dan 2 passes

$$\text{Shell ID} : 254 \text{ mm}$$

$$n_1 : 2.291$$

$$K_1 : 0.156$$

$$D_b : \left(\frac{d_o \times (N_t \times 2)}{K_1} \right)^{1/n_1}$$

$$= 557,32282 \text{ mm}$$

$$D_s : 2 \times D_b = 1114,64564 \text{ mm}$$

$$- \text{ Width at liquid level} : 0.3 \text{ m}$$

$$- \text{ Surface area of liquid} : \text{width liquid level} \times \frac{\text{nominal length}}{2} = 0.72 \text{ m}^2$$

$$- \text{ Vapour velocity} : \frac{\text{laju massa}}{3600} \times \frac{1}{\text{densitas uap}} \times \frac{1}{\text{surface area}} = 0,982901 \text{ m/s}$$

$$- U_v : 0.2 \times \left(\frac{\text{densitas liquid} - \text{densitas uap}}{\text{densitas uap}} \right) 0.5 = 2,826635 \text{ m/s}$$

13. MENARA DISTILASI (MD-001)

Fungsi : Memisahkan aseton dari isopropil alkohol dan air untuk mendapatkan kemurnian yang diinginkan.

Jenis : *Trays tower*

Kondisi Operasi

Tekanan atas : 2 atm

Tekanan bawah : 2,3 atm

Suhu atas : 65,88 °C

• DISTILASI TOP

LAJU ALIR MASSA BAGIAN ATAS	(Kg/Jam)	(Kg/s)
Feed	4695,2969	1,3042
Distilat	3750,0000	1,0417
Vapor Mass Flow Rate (VW)	10504,4881	2,9179
Liquid Mass Flow Rate (LW)	6754,4881	1,8762

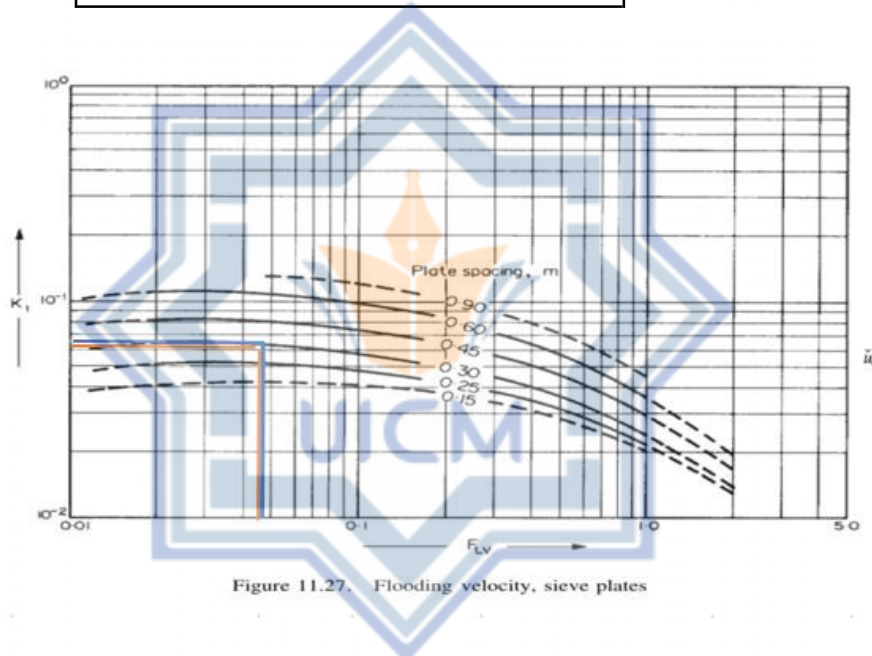
Number of real stages	38,81129
column pressure drop	38073,88
Top pressure	202650

$$FLV = (Liq\ rate / Vap\ rate) \times (SQRT (densitas\ uap/densitas\ liq))$$

FLV TOP	0,048303
---------	----------

PLATE SPACING = 0.3-0.6 METER	
ASUMSI PLATE SPACING	0,3 METER

Densitas liquid	= 735,970 kg/m ³
Densitas uap	= 4,1530 kg/m ³



Berdasarkan grafik di atas, diperoleh nilai K1 :

K1, TOP	0,061
----------------	-------

$$\text{Koreksi K1} = ((18/20)^{0,2}) \times \text{K1 TOP}$$

KOREKSI K1
0,059

a. Menentukan Kecepatan *Flooding*

$U_f = K_I \times \sqrt{((\text{DENSITAS LIQUID} - \text{DESITAS UAP}) / \text{DENSITAS UAP})}$		
$U_{f, \text{Top}}$	0,7928 m/s	$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$

Kecepatan uap pada umumnya 70-90%
asumsi = 85% dari kecepatan *flooding*, maka :

$U_{v, \text{Top}}$	0,6739	$U_v = 85\% \times U_f$
---------------------	--------	-------------------------

b. Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum

$Q_{v, \text{Top}}$	0,7025947 m ³ /s	$Q_v = V / \text{densitas uap}$
---------------------	-----------------------------	---------------------------------

c. Menentukan Luas Area Netto Untuk Kontak Uap – Cair

$A_{n, \text{Top}}$	1,04253 m ²	$A_n = Q_v / U_v$
---------------------	------------------------	-------------------

d. Menentukan Luas Penampang Lintang Menara

$A_{C, \text{Top}}$	1,18469 m ²	$A_c = A_n / 0,88$
---------------------	------------------------	--------------------

e. Menentukan Diameter Menara Berdasarkan Kecepatan *Flooding*

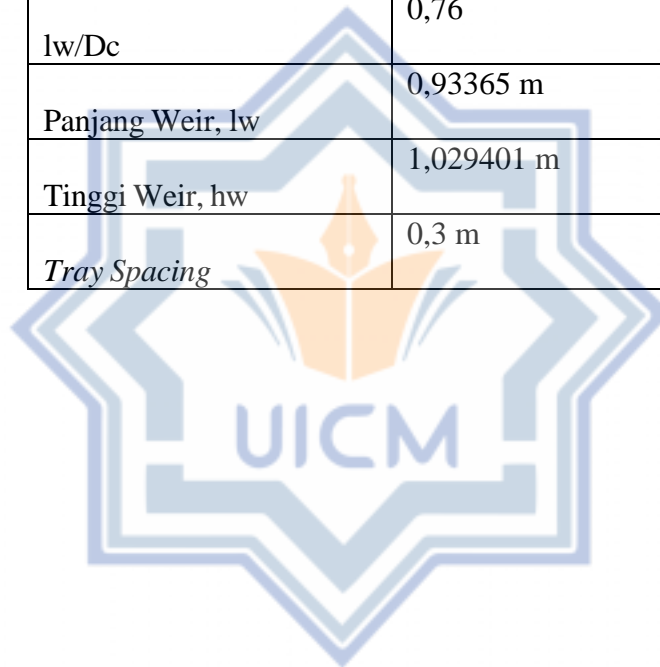
$D_{c, \text{Top}}$	1,228481 m	$D_c = \text{SQRT}((D_c * 4) / 3,14)$
---------------------	------------	---------------------------------------

f. Perancangan *Tray*

Diameter Menara	D_c	1,22848 m ²	dipilih yang paling kecil $L = 1/4 \times \phi \times D_2$ $A_d = 0,12 \times A_c$ $A_n = A_c - A_d$ $A_a = A_c - 2 \times A_d$
Luas Menara	A_c	1,18577 m ²	
Luas Downcomer	A_d	0,14229 m ²	

Luas Netto	An	1,04348 m ²
Luas Aktif	Aa	0,90119 m ²
Luas Hole	Ah	0,09012 m ²

Ad/Ac	12 dalam persen
dari <i>figure</i> , lw/Dc	0,76
lw/Dc	0,76
Panjang Weir, lw	0,93365 m
Tinggi Weir, hw	1,029401 m
<i>Tray Spacing</i>	0,3 m



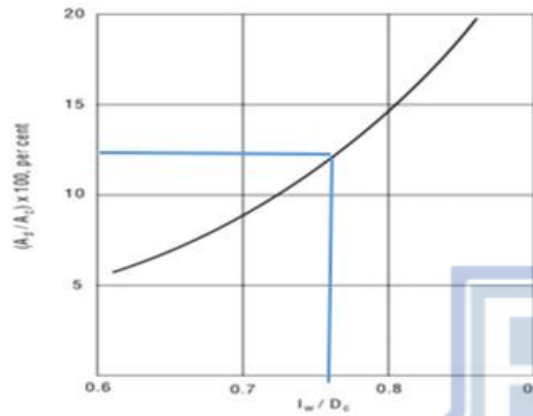


Figure 11.31. Relation between downcomer area and weir length

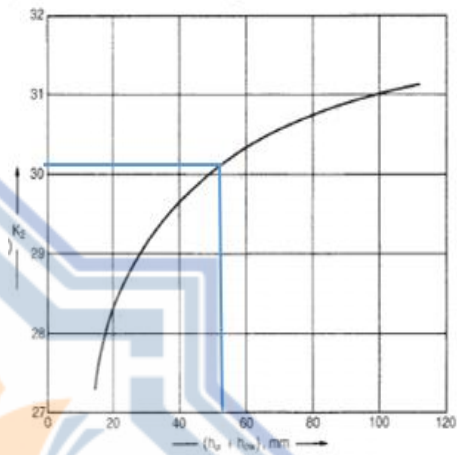


Figure 11.30. Weep-point correlation (Edujee, 1959)

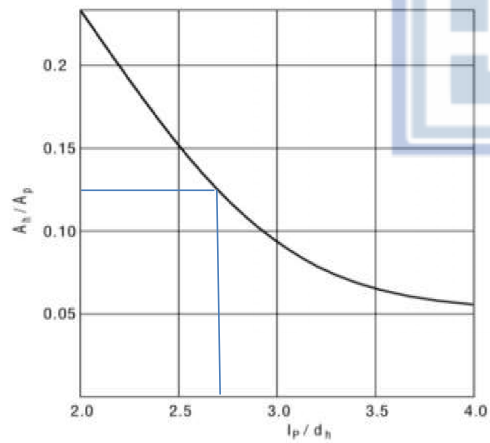


Figure 11.33. Relation between hole area and pitch

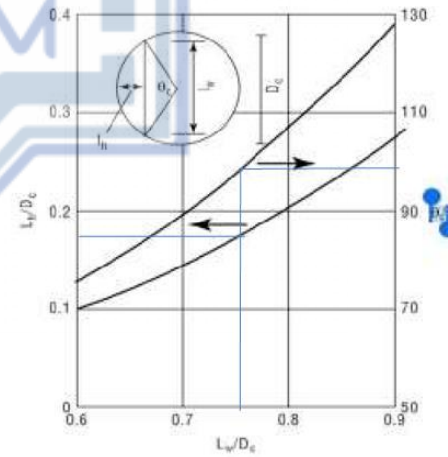


Figure 11.32. Relation between angle subtended by chord, chord height and chord length

g. Check Weeping

CHECK WEEPING		
MAXIMUM LIQUID RATE	3,1805	Kg/s
Minimum liquid rate,70%	2,22635	kg/s
Maximum how atas	47,58361	mm liquid
At minimum rate hw+how	53,18	mm
From figure 11.30		
k2	30,2	

$$h_{ow} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L l_w} \right]^{2/3}$$

$$\check{u}_h = \frac{[K_2 - 0.90(25.4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

\hat{u}_h (min)	3,575095562	m ³ /s
actual minimum vapor velocity	13,68738719	m ³ /s

h. Plate Pressure Drop

PLATE PREASURE		
Dry plate drop		
Maximum vapour velocity through holes		
\hat{U}_h	19,55341027	m/s
From Figure 11.34, for plate thickness/hole		
ah/aa	0,1	
for plate thickness/hole dia. D 1, and Ah/Ap ' Ah/Aa D 0.1, C0 = 0.84		
hd	55,28563251	$h_r = \frac{12.5 \times 10^3}{\rho_L}$
hr	15,10190084	$h_d = 51 \left[\frac{u_h}{C_0} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$ (11.30)
total plate pressure drop		
hi	167,97114	$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$
<p>Note: 100 mm was assumed to calculate the base pressure. The calculation could be repeated with a revised estimate but the small change in physical properties will have little effect on the plate design. 167.97 mm per plate is considered acceptable.</p>		

i. *Downcomer Liquid Back-up*

Downcomer liquid back-up		
Downcomer pressure loss		
Take $h_{ap} = h_w - 10 = \text{mm}$.	40	
Area under apron, A_a	0,037345852	m ²
As this is less than A_d	0,14229	m ²
H_{dc}	1,757341632	mm
	2	mm
Back-up in downcomer		
H_b	223,14706	mm
	0,223147062	m
0.22 kurang dari plate spacing and weir height, so plate spacing is acceptable		

j. *Check Residence Time*

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{wd}} \quad (11.95)$$

tr	8,263389496	s
	>3 s, satisfactory.	

tr	27,153	s
Karena $27 > 3$ s, maka <i>residence time</i> aman		

k. *Check Entrainment*

Check entrainment		
uv	1,390411978	m/s
per cent flooding	0,85	85
FLV	0,048753	
from Figure 11.29, $w = 0.06$, well below 0.01.		

Trial layout		
Use cartridge-type construction. Allow 50 mm unperforated strip round plate edge; 50 mm Wide calming zones.		
Perforated area		
From Figure 11.32, at $lw/= 0.93/0.79 = 0.76$ dan		0,45
Øc	99°	
Angle subtended by the edge of the plate	81	
Mean length, unperforated edge strips	1,665195047	
Area of unperforated edge strips	0,083259752	
Mean length of calming zone, approx. = weir length + width of unperforated strip		
	0,98364631	
Area of calming zone	0,098364631	
Total area for perforations, A_p	0,71956	
A_h/ap	0,125240876	
From Figure 11.33, $lp/dh = 2.7$; satisfactory, within 2.5 to 4.0.		
Number of holes		
Area of one hole	$1.964 \cdot 10^{-5}$	m^2
Number of hole	4588,53812	
Plate specification		

Plate No.	1	
Plate I.D.	1,22848	m
Hole size	5	mm
Hole pitch	12,5	mm
Total no. holes	-	
Active holes	4588,53812	
Blanking area	-	
Turn-down	70 per cent max rate	
Plate material	Mild steel	
Downcome	material Mild steel	
Plate spacing	0,3	m
Plate thickness	5	mm
Plate pressure drop	140 mm liquid D 1.3 kPa	

- **DISTILASI *BOTTOM***

LAJU ALIR MASSA BAGIAN BAWAH	(Kg/Jam)	(Kg/s)
FEED	4695,2969	1,3042
BOTTOM	945,2969	0,2626
VAPOR mass flow RATE	10504,4881	2,9179
LIQUID mass flow RATE	11449,78497	3,1805

Number of real stages	38,81129
Column pressure drop	38073,88
Estimated bottom pressure	240723,8772

$$FLV = (Liq\ rate / Vap\ rate) \times (SQRT\ (densitas\ uap/densitas\ liq))$$

FLV BOTTOM	0,048753
------------	----------

Densitas liquid	= 827,71037 kg/m ³
Densitas uap	= 1,6558 kg/m ³

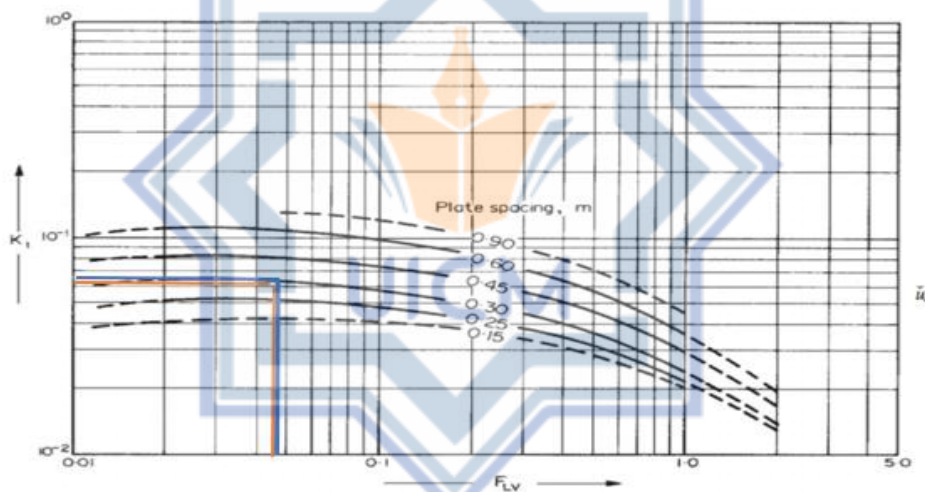


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

Berdasarkan grafik di atas, diperoleh nilai K1 :

K1, BOTTOM	0,062
-------------------	-------

$$\text{Koreksi K1} = ((18/20)^{0,2}) \times K1\ TOP$$

KOREKSI K1
0,0732

- a. Menentukan Kecepatan *Flooding*

$U_f = K_I \times \sqrt{((\text{DENSITAS LIQUID} - \text{DESITAS UAP}) / \text{DENSITAS UAP})}$		
Uf, Bottom	1,635 m/s	$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$

Kecepatan uap pada umumnya 70-90%
asumsi = 85% dari kecepatan *flooding*, maka :

Uv, Bottom	1,3904	Uv=85% × Uf
------------	--------	-------------

- b. Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum

Qv, Bottom	1,76213 m ³ /s	Qv= V/densitas uap
------------	---------------------------	--------------------

- c. Menentukan Luas Area Netto Untuk Kontak Uap – Cair

An, Bottom	1,26734495m ²	An = Qv/Uv
------------	--------------------------	------------

- d. Menentukan Luas Penampang Lintang Menara

Ac, Bottom	1,44016 m ²	Ac = An/0,88
------------	------------------------	--------------

- e. Menentukan Diameter Menara Berdasarkan Kecepatan *Flooding*

Dc, Bottom	1,35447 m	Dc = SQRT((Dc*4)/3,14)
------------	-----------	------------------------

f. Perancangan *Tray*

Diameter Menara	Dc	1,22848 m ²	dipilih yang paling kecil $L = 1/4 \times \phi \times D2$ $A_d = 0,12 \times A_c$ $A_n = A_c - A_d$ $A_a = A_c - 2 \times A_d$
Luas Menara	Ac	1,18577 m ²	
Luas Downcomer	Ad	0,14229 m ²	
Luas Netto	An	1,04348 m ²	
Luas Aktif	Aa	0,90119 m ²	
Luas Hole	Ah	0,09012 m ²	

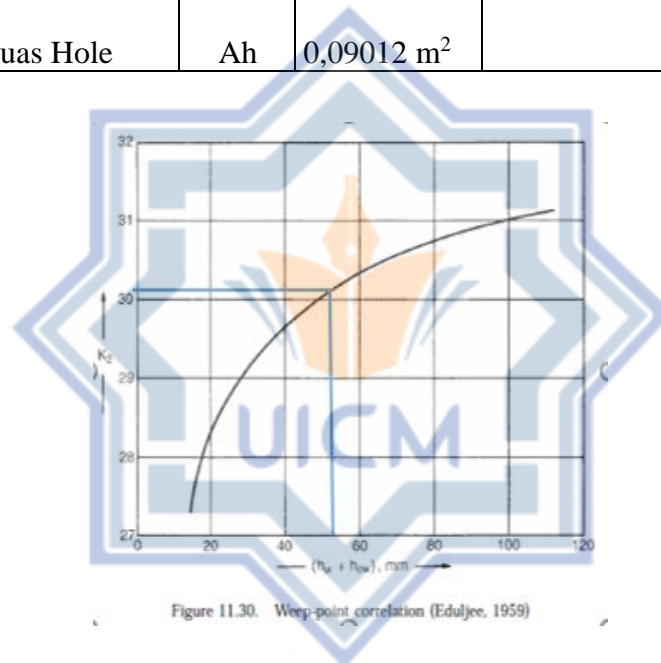
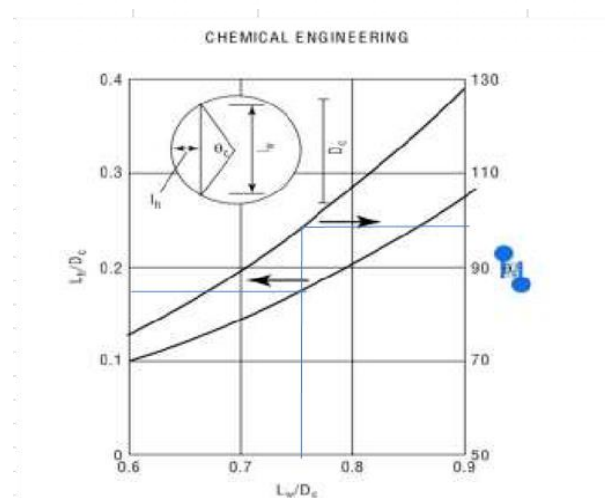


Figure 11.30. Weep-point correlation (Edujee, 1959)



11.32. Relation between angle subtended by chord, chord height and chord length

Ad/Ac	12 dalam persen
dari <i>figure</i> , lw/Dc	0,76
lw/Dc	0,76
Panjang Weir, lw	0,93365
Tinggi Weir, hw	1,029401 m
<i>Tray Spacing</i>	0,3 m

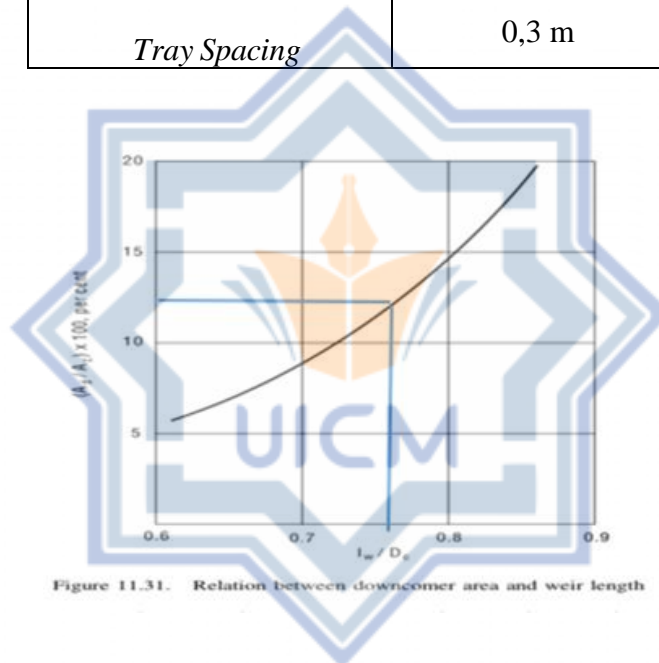


Figure 11.31. Relation between downcomer area and weir length

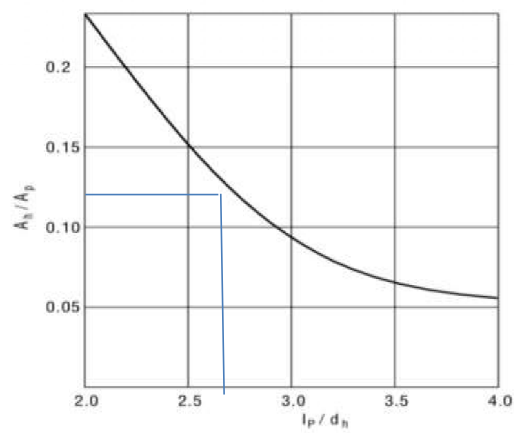


Figure 11.33. Relation between hole area and pitch

g. *Check Weeping*

CHECK WEEPING		
MAXIMUM LIQUID RATE	3,1805	Kg/s
Minimum liquid rate,70%	2,22635	kg/s
minimum how bawah	3,17592	mm liquid
At minimum rate hw+how	53,18	mm
From figure 11.30		
k2	30,2	

\hat{u}_h (min)	3,575095562	m ³ /s
actual minimum vapor velocity	13,68738719	m ³ /s

h. *Plate Pressure Drop*

PLATE PREASURE		
Dry plate drop		
Maximum vapour velocity through holes		
\hat{U}_h	19,55341027	m/s
From Figure 11.34, for plate thickness/hole		
ah/aa	0,1	
for plate thickness/hole dia. D 1, and Ah/Ap ' Ah/Aa D 0.1, C0 = 0.84		
hd	55,28563251	mm liquid $h_r = \frac{12.5 \times 10^3}{\rho_L}$
hr	15,10190084	mm liquid
total plate pressure drop		$h_d = 51 \left[\frac{u_h}{C_0} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$
hi	167,97114	$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$
Note: 100 mm was assumed to calculate the base pressure. The calculation could be repeated with a revised estimate but the small change in physical properties will have little effect on the plate design. 167.97 mm per plate is considered acceptable.		

i. *Downcomer Liquid Back-up*

Downcomer liquid back-up		
Downcomer pressure loss		
Take hap= hw-10 =mm.		40
Area under apron, Aa		0,037345852 m ²
As this is less than Ad		0,14229 m ²
Hdc		1,757341632 mm
		2 mm
Back-up in downcomer		
Hb		223,14706 mm
		0,223147062 m
0.22 kurang dari plate spacing and weir height, so plate spacing is acceptable		

j. *Check Residence Time*

Check residence time		
Tr		8,263389496 s
	>3 s, satisfactory.	

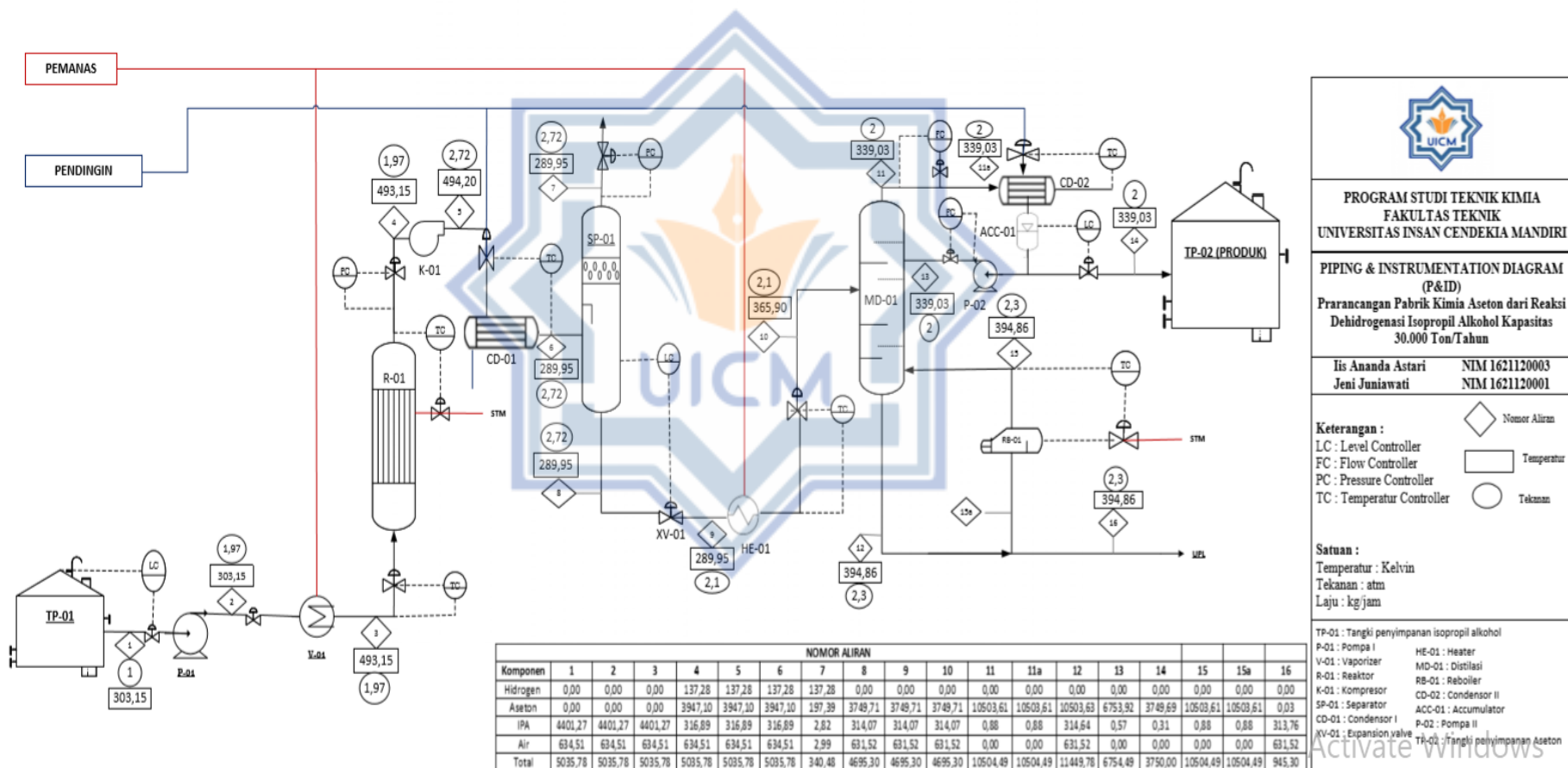
$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{wd}} \quad (11.95)$$

tr	27,153 s
Karena 27 > 3 s, maka <i>residence time</i> aman	

k. *Check Entrainment*

Check entrainment		
Uv	1,390411978	m/s
per cent flooding	0,85	85
FLV	0,048753	
from Figure 11.29, w= 0.06, well below 0.01.		As the per cent flooding is well below the design figure of 85, the column diameter could be reduced, but this would increase the pressure drop.

LAMPIRAN D PIPING & INSTRUMENTATION DIAGRAM



PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS INSAN CENDEKIA MANDIRI

PIPING & INSTRUMENTATION DIAGRAM
(P&ID)
Prarancangan Pabrik Kimia Aseton dari Reaksi
Dehidrogenasi Isopropil Alkohol Kapasitas
30.000 Ton/Tahun

Iis Ananda Astari NIM 1621120003
Jeni Juniwati NIM 1621120001

Keterangan :
 LC : Level Controller
 FC : Flow Controller
 PC : Pressure Controller
 TC : Temperatur Controller

Satuan :
 Temperatur : Kelvin
 Tekanan : atm
 Laju : kg/jam

TP-01 : Tangki penyimpanan isopropil alkohol
 P-01 : Pompa I
 V-01 : Vaporizer
 R-01 : Reaktor
 K-01 : Kompresor
 SP-01 : Separator
 CD-01 : Condensor I
 XV-01 : Expansion valve

HE-01 : Heater
 MD-01 : Distilasi
 RB-01 : Reboiler
 CD-02 : Condensor II
 ACC-01 : Accumulator
 P-02 : Pompa II
 TP-02 : Tangki penyimpanan Aseton

LAMPIRAN E

TATA LETAK PABRIK DAN PROSES

A. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah suatu pengaturan yang optimal dari perangkat fasilitas-fasilitas dalam pabrik, tempat kedudukan dari bagian-bagian dalam pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat terjadinya proses produksi, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, yang ditinjau dari segi hubungan satu sama lain. Beberapa bangunan fisik yang lain seperti : kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, pemadam kebakaran, pos keamanan/penjagaan, dan sebagainya hendaknya ditempatkan pada bagian tersendiri, sehingga kelancaran proses tidak terganggu ditinjau dari segi lalu lintas bahan baku, barang, control dan keselamatan kerja. Tata letak yang tepat sangat berpengaruh terhadap efisiensi, keselamatan dan kelancaran dari para pekerja dan keselamatan proses. Suatu rancangan pabrik yang rasional mencakup penyusunan area proses, storage (persediaan) dan area pemindahan/area alternatif (*area handling*) pada posisi yang efisien dan dengan melihat faktor-faktor sebagai berikut (Peters & Timmerhaus, 1991) :

- Urutan proses produksi dan kemudahan aksesibilitas operasi, jika suatu produk perlu diolah lebih lanjut maka pada unit berikutnya disusun berurutan sehingga sistem perpipaan dan penyusunan letak pompa lebih sederhana.
- Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang telah adasebelumnya.
- Distribusi ekonomis dari fasilitas logistik (bahan baku dan bahan pelengkap), fasilitas utilitas (pengadaan air, *steam*, tenaga listrik dan bahan bakar), bengkel untuk pemeliharaan/perbaikan alat serta peralatan pendukung lainnya.
- Bangunan menyangkut luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinyayang memenuhi syarat.
- Masalah pembuangan limbah.
- Alat-alat yang dibersihkan/dilepas pada saat shut down harus disediakan ruangyang cukup sehingga tidak mengganggu peralatan lainnya.

- Pemeliharaan dan perbaikan.
- Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik harus dipertimbangkan dengan kemungkinan dari perubahan proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
- Service area seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

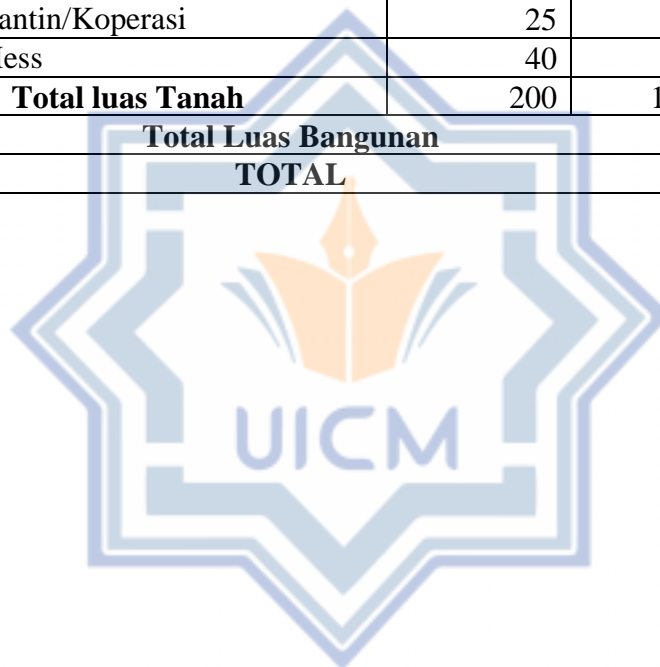
Penyusunan tata letak peralatan proses, tata letak bangunan dan lain- lain akan berpengaruh secara langsung pada investasi modal, biaya produksi, efisiensi kerja dan keselamatan kerja. Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapakeuntungan seperti :

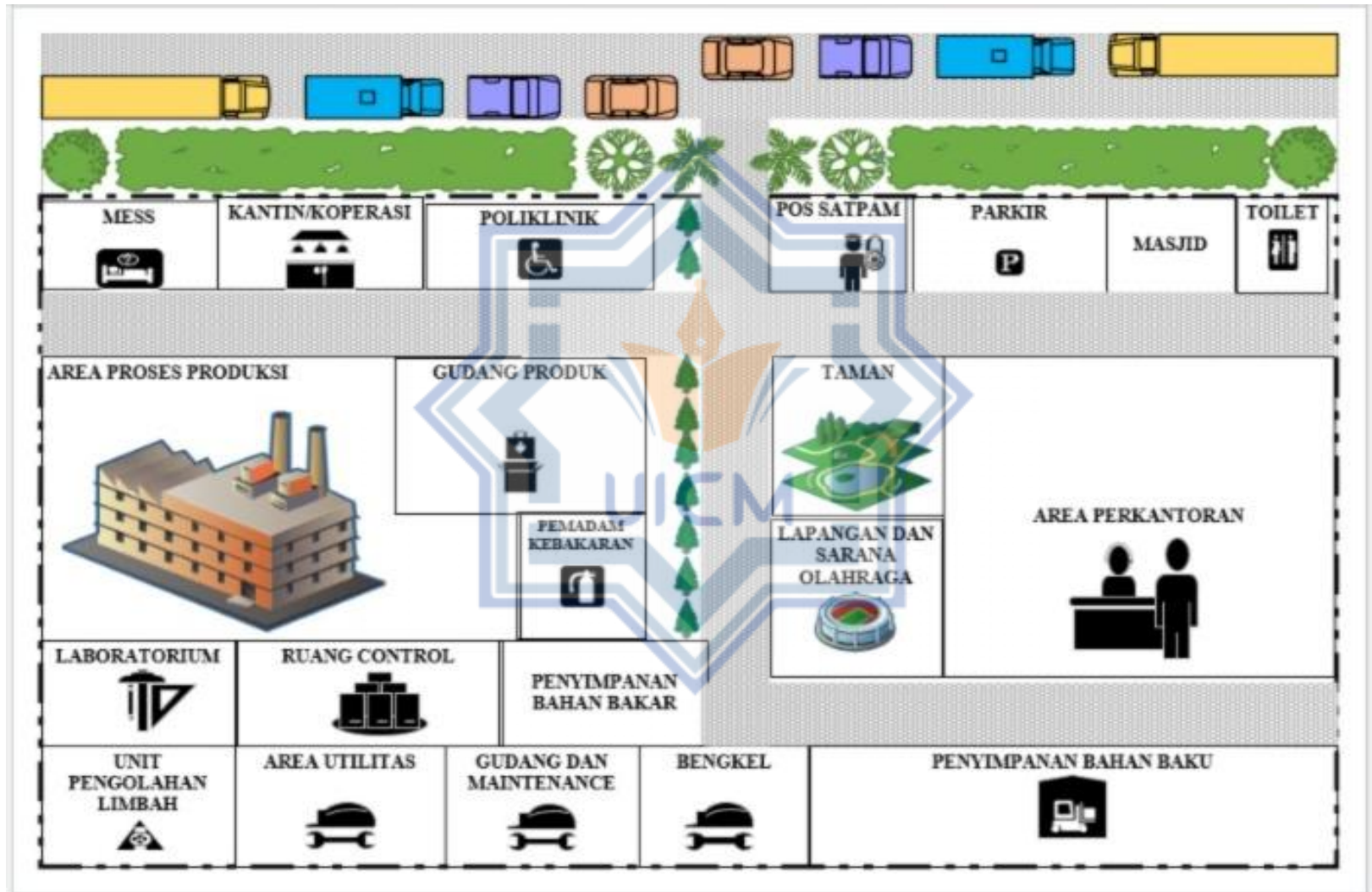
- 1) Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produk sehingga memudahkan proses material handling.
- 2) Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak.
- 3) Menurunkan ongkos produksi.
- 4) Meningkatkan keselamatan kerja.
- 5) Mengefisienkan kerja semaksimal mungkin.
- 6) Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

Pabrik aseton dari isopropil alkohol ini direncanakan di Kawasan Industri Cilegon, Banten. dengan perincian sebagai berikut :

No	Tempat	Panjang	Lebar	Luas (m ²)
1	Pos Satpam	10	6	60
2	Parkir	50	24	1200
3	Area Perkantoran	60	25	1500
4	Lapangan dan sarana olahraga	25	6	150
5	Taman, jalan	26	13	338
6	Poliklinik	26	9	234
7	Toilet	12	9	108
8	Pemadam kebakaran	15	12	180
9	Gudang dan Maintenance	25	6	150
10	Bengkel	25	5	125
11	Penyimpanan Bahan Bakar	15	8	120

12	Area Penyimpanan Bahan Baku	25	6	150
No	Tempat	Panjang	Lebar	Luas (m²)
13	Area Utilitas	50	14	700
14	Laboratorium	26	13	338
15	Area Proses Produksi	120	35	4200
16	Unit Pengolahan Limbah	50	14	700
17	Ruang Control	23	10	230
18	Area Penyimpanan Produk	20	10	200
19	Masjid	22	12	264
20	Kantin/Koperasi	25	6	150
21	Mess	40	10	400
Total luas Tanah		200	100	20000
Total Luas Bangunan				11497
TOTAL				8503





B. Tata Letak Alat Proses

Tata letak peralatan adalah penataan letak alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Tata letak alat-alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga kelancaran produksi bisa terjamin, meningkatkan faktor keamanan dan karyawan akan mendapatkan kepuasan kerja sehingga meningkatkan semangat kerja dan produktivitas kerja. Beberapa hal yang harus dipertimbangkan pada perancangan tata letak peralatan proses adalah sebagai berikut :

1) Aliran bahan baku

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan yang besar serta memanjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu diperhatikan elevasi pipi diatas tanah, perlu dipasang pada ketinggian 3 m atau lebih. Sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa, sehingga tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

2) Lalu lintas alat berat

Hendaknya diperhatikan jarak antar alat dan lebar jalan agar seluruh alat proses dapat tercapai oleh pekerja dengan cepat dan mudah agar jika terjadi gangguan alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu keselamatan pekerja selama bertugas harus diprioritaskan karena kenyamanan dalam kerja akan meningkatkan semangat kerja dan produktivitas kerja.

3) Aliran udara

Aliran udara dan arah hembusan angin di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan para pekerja.

4) Pencahayaan

Penerangan seluruh area pabrik harus memadai, pada tempat tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

5) Lalu lintas manusia dan kendaraan

Lalu lintas manusia dan kendaraan juga perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah apabila terjadi gangguan

pada alat proses sehingga dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya juga perlu diprioritaskan.

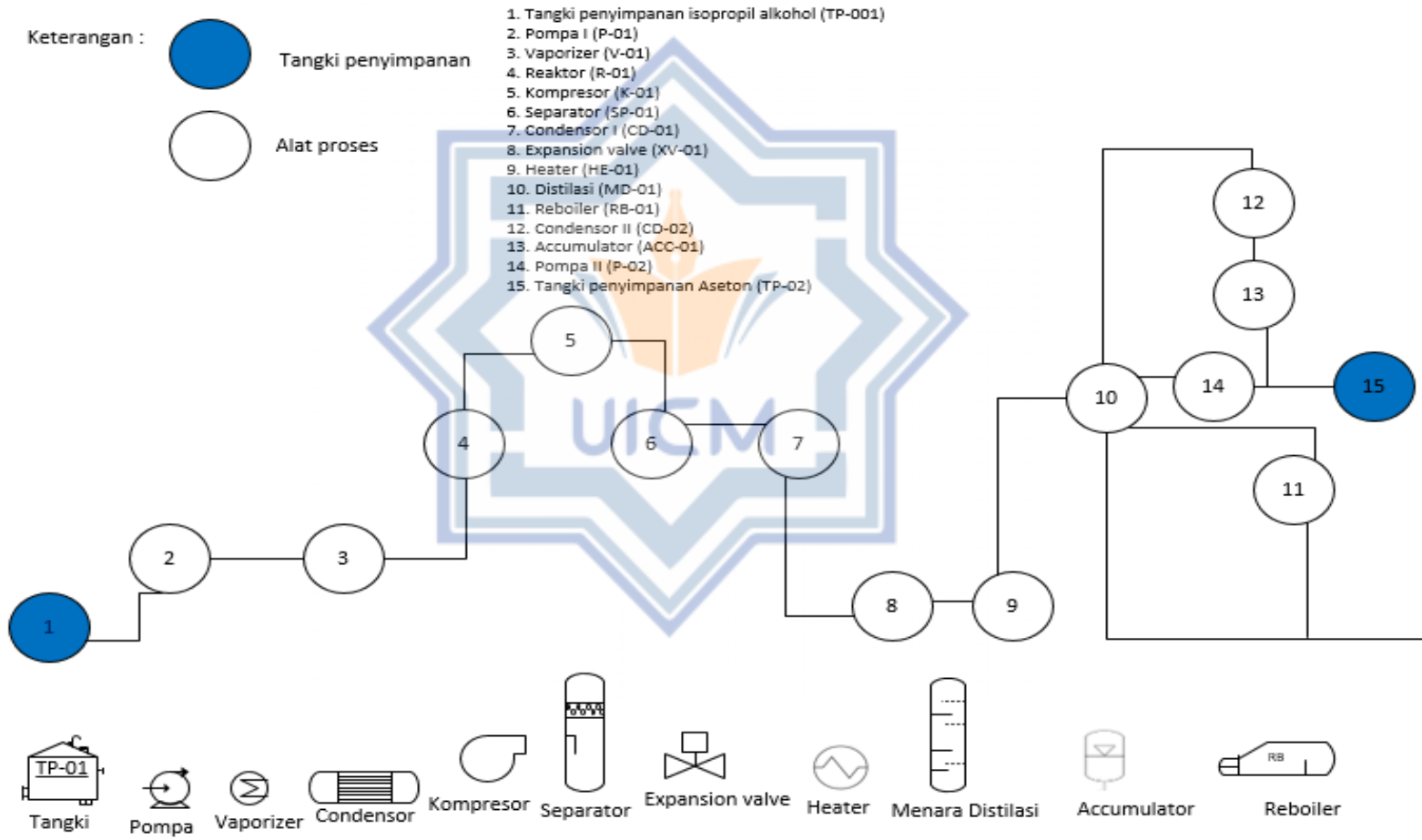
6) Pertimbangan ekonomi

Penempatan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan proses produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi

7) Jarak antar alat proses

Alat proses yang mempunyai tekanan dan suhu operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lain, sehingga apabila terjadi peledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya. Untuk tata letak peralatan proses diletakkan berurutan dan tidak mengganggu proses kerja. Hal-hal yang harus dipertimbangkan dalam penyusunan alat proses adalah sebagai berikut:

- a. Tata letak peralatan direncanakan sesuai dengan urutan produksi, hal ini bertujuan untuk memperoleh efisiensi yang tinggi.
- b. Kebutuhan ruangan untuk setiap peralatan dan karyawan, hal ini bertujuan untuk memperoleh kenyamanan dalam bekerja.
- c. Diusahakan tata letak alat proses disusun secara fungsional, hal ini bertujuan untuk mempermudah dalam pengoperasiannya.
- d. Pemipaan dipasang seefektif mungkin serta memperhatikan keselamatan kerja.
- e. Distribusi utilitas yang ekonomis.



LAMPIRAN F
FORM BIMBINGAN SKRIPSI

NO	TANGGAL	HAL	TANDA TANGAN
1	28 Mei 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai desain alat (<i>Offline</i>)	
2	31 Mei 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai desain alat (<i>Offline</i>)	
3	6 Juni 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai desain alat (<i>Offline</i>)	
4	7 Juni 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai harga alat (<i>Offline</i>)	
5	11 Juni 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai harga alat (<i>Offline</i>)	
6	14 Juni 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai harga alat (<i>Offline</i>)	
7	20 Juni 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai harga alat (<i>Offline</i>)	
8	24 Juni 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai GPM (<i>Offline</i>)	
9	25 Juli 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai kendala desain alat (<i>Offline</i>)	
10	26 Juni 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai kendala desain alat (<i>Offline</i>)	
11	28 Juni 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai kendala desain alat (<i>Offline</i>)	
12	3 Juli 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai parameter ekonomi (<i>Offline</i>)	
13	11 Juli 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai transmitter dan P & ID (<i>Offline</i>)	
14	16 Juli 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai utilitas (<i>Offline</i>)	
15	23 Juli 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai bahan bakar (<i>Offline</i>)	

16	1 Agustus 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai kendala pada perancangan (Offline)	<i>[Signature]</i>
17	2 Agustus 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai parameter ekonomi (Offline)	<i>[Signature]</i>
18	15 Agustus 2024	Konsultasi perancangan pabrik mengenai Gaji (Offline)	<i>[Signature]</i>
19	22 Agustus 2024	Finalisasi ACC Laporan Skripsi (Offline)	<i>[Signature]</i>



Mengetahui,
Dosen Pembimbing 1

[Signature]

Ir. Galu Murdikaningrum,
M.T.
NIDN 04280116801

Penyusun 1

[Signature]









Iis Ananda Astari
NIM 1621120003

Penyusun 2

[Signature]

Jeni Juniawati
NIM 1621120003

FORM BIMBINGAN SKRIPSI

NO	TANGGAL	HAL	TANDA TANGAN
1	1 Juni 2024	Konsultasi perancangan pabrik BAB I (<i>Online</i>)	
2	10 Juni 2024	Konsultasi perancangan pabrik BAB II (<i>Offline</i>)	
3	25 Juni 2024	Konsultasi perancangan pabrik BAB III (<i>Online</i>)	
4	27 Juni 2024	Konsultasi perancangan pabrik BAB I dan III (<i>Offline</i>)	
5	6 Juli 2024	Konsultasi perancangan pabrik BAB IV dan V (<i>Online</i>)	
6	9 Juli 2024	Konsultasi perancangan pabrik BAB VI dan BAB VII (<i>Offline</i>)	
7	10 Agustus 2024	Konsultasi perancangan pabrik seluruh BAB (<i>Online</i>)	
8	25 Agustus 2024	Finalisasi laporan skripsi	

Mengetahui,
Dosen Pembimbing II



Rini Siskayanti, S.T.,M.T.
NIDN 0325077406

Penyusun 1



Iis Ananda Astari
NIM 1621120003

Penyusun 2



Jeni Juniawati
NIM 1621120001