

LAMPIRAN 1

DATA

L1.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Pada pabrik maltodextrin menggunakan bahan baku yaitu onggok. Berikut spesifikasi dari onggok.

Tabel L1. 1 Spesifikasi Bahan Baku Onggok

Spesifikasi	Keterangan
Pati	60,60%,
Serat	14,54%
Abu	7,8 %
Air	14 %
Protein	3.06%
pH	5.7 - 6
Densitas pada 25 °C	
Penanganan dan penyimpanan	
Efek pada air	Dapat mengakibatkan kerusakan ekosistem perairan dan akan menimbulkan racun dalam air.
<i>Toxicity</i>	Kandungan sianida dibawah 50 ppm.
<i>Carcinogenety</i>	Tidak diketahui ada efek karsinogenik

Maltodextrin sebagai produk yang dihasilkan, berikut adalah spesifikasinya :

Tabel L1. 2 Spesifikasi Produk Maltodextrin

Spesifikasi	Keterangan
Kemurnian (%v)	95%
Titik didih pada 1 atm	240 °C (ChemSrc.com)
Densitas pada 25 °C	1419 kg/m ³

Penanganan dan penyimpanan	• Maltodextrin harus ditangani ditempat yang berventilasi baik lingkungan dan pembentukan debu yang berlebihan. • Pelindung mata dianjurkan. • Disimpan dalam wadah tertutup. • Larutan maltodextrin memerlukan penambahan pengawet antimikroba. • Maltodextrin stabil sekiranya selama 1 tahun apabila tersimpan pada <i>temperature</i> ($\leq 308^{\circ}\text{C}$) dan kelembaban relative kurang dari 50%.
Efek pada air	Maltodextrin dapat mempengaruhi pH perairan sehingga dapat mengancam kehidupan akuatik.
<i>Toxicity</i>	• Logam berat maksimal 5 ppm.
<i>Carcinogenety</i>	Tidak diketahui ada efek karsinogenik
pH	6.5 - 7
Dextrose Equivalen (DE)	10 - 15
Warna	Putih hingga kuning tua

Berikut spesifikasi dari bahan penunjang dalam melancarkan proses produksi dari maltodextrin :

Tabel L1. 3 Spesifikasi Bahan Penunjang Enzim Alpha-Amilase

Spesifikasi	Keterangan
Kemurnian (%v)	CTE GLOBAL,INC (10-20 %)
Suhu optimum	90 °C (Liquifaction)
Densitas pada 25 °C	1,04 kg/liter
Penanganan dan penyimpanan	• Hindari pembentukan debu dan aerosol. Pastikan ventilasi yang memadai sudah tersedia enzim cair bebas dari debu. Jika tidak dilakukan penanganan secara tepat maka akan terjadi pembentukan debu dan aerosol.

	• Tetap tertutup rapat ditempat yang kering dan sejuk. <i>Temperature</i> 0 – 25 °C. • Dalam kemasan utuh-kering dan terlindung dari sinar matahari. Produk telah diformulasikan untuk stabilitas optimal. • Penyimpanan yang diperpanjang atau kondisi buruk seperti <i>temperature</i> yang lebih tinggi atau kelembaban yang tinggi dapat menyebabkan persyaratan dosis yang lebih tinggi.
Efek pada air	Berdampak pada sistem pada ekosistem perairan jika dibuang kedalam air yang menyebabkan akan mempengaruhi pH air dan air jadi bersifat beracun karena adanya bakteri yang terkontaminasi oleh air.
<i>Toxicity</i>	• Menghirup debu atau aerosol enzim secara berulang akibat penanganan yang tidak tepat dapat menyebabkan sensitisasi dan dapat menyebabkan reaksi alergi tipe 1 pada individua yang tersensitisasi. • Iritasi kulit ringan. • Iritasi mata ringan. • Tertelan dapat menimbulkan iritasi gastroinstetinal,mual,muntah dan diare.
<i>Carcinogenety</i>	Tidak diketahui ada efek karsinogenik.
pH stabil	6,0 – 7,0
pH optimum	6,0 – 6,5
pH inaktivasi	5,0
warna	Coklat
Unsur pendukung	Ca ²⁺ digunakan untuk aktivasi
<i>viscositas</i>	1 cP
Spesific grafity	1,15 – 1,25

Tabel L1. 4 Spesifikasi Bahan Penunjang HCl

Spesifikasi	Keterangan
Kemurnian (%v)	Pro Analis (37%)
Titik didih pada 1 atm	50,5 °C
Densitas pada 25 °C	1190 kg/m ³
Penanganan dan penyimpanan	• Asam Klorida disimpan pada wadah yang tidak mengandung logam dan tertutup rapat. • Diletakan di tempat sejuk, kering dan memiliki ventilasi yang baik. • Hindari kontak langsung dengan kulit, mata dan hindari untuk menghirup uap nya. • Memakai pakaian pelindung, masker, sarung tangan dan kaca mata pelindung.
Efek pada air	Asam klorida dapat mempengaruhi keasaman dalam air karena pH nya yang rendah, sehingga menyebabkan efek berbahaya bagi organisme akuatik
<i>Toxicity</i>	• Menyebabkan iritasi pada kulit • Iritasi mata yang serius • Berbahaya jika tertelan • Iritasi pada sistem pernapasan
<i>Carcinogenety</i>	Tidak diketahui ada efek karsinogenik

Tabel L1. 5 Spesifikasi Bahan Penunjang NaOH

Spesifikasi	Keterangan
Kemurnian (%v)	LabChem (100%)
Titik didih pada 1 atm	1388 °C
Densitas pada 25 °C	2130 kg/m ³
Penanganan dan penyimpanan	• Jauhkan zat bebas dari kontaminasi. • Dilarang buang NaOH dalam saluran pembuangan. • Hindari kontak langsung zat dengan air.

	• Memakai pakaian pelindung, masker, sarung tangan dan kaca mata pelindung.
Efek pada air	Sodium hidroksida memiliki pH yang tinggi, apabila berefek pada air maka akan mencemari perairan dan dapat menyebabkan kematian pada organisme akuatik
<i>Toxicity</i>	• Menyebabkan iritasi pada kulit • Korosi pada jaringan mata • Berbahaya jika tertelan dapat menyebabkan penyakit kronis pada tenggorokan. • Iritasi pada sistem pernapasan
<i>Carcinogenety</i>	Tidak diketahui ada efek karsinogenik

Tabel L1. 6 Spesifikasi Bahan Penunjang CaCl₂

Spesifikasi	Keterangan
Kemurnian (%v)	LabChem (100%)
Titik didih pada 1 atm	772 °C
Densitas pada 25 °C	2,15 g/cm ³
Penanganan dan penyimpanan	• Cuci bersih setelah penggunaan. • Gunakan ventilasi yang memadai. • Menggunakan safety seperti jaslab,sepatu,kacamata lab dan masker. • Selalu menggunakan air dingin saat melarutkan kalsium klorida. • Simpan dalam keadaan tertutup pada suhu kamar. • Lindungi dari panas dan inkompetibel
Efek pada air	• Apabila berefek pada air maka akan mencemari perairan dan dapat menyebabkan gangguan pada ekosistem akuatik. • Bersifat Higroskopis (menyerap kelembaban dari udara).

<i>Toxicity</i>	Mungkin berbahaya jika tertelan. Dapat menyebabkan pernapasan dan pencernaan yang parah iritasi saluran dengan kemungkinan luka bakar. Dapat menyebabkan iritasi mata dan kulit yang parah dengan kemungkinan luka bakar. Dapat menyebabkan gangguan jantung.
<i>Carcinogenety</i>	Tidak diketahui ada efek karsinogenik.

L1.2 Sumber Literatur

Pada prarancangan pabrik maltodextrin ini menggunakan patent ini sebagai acuan untuk proses pembuatan maltodextrin.

(19) 中华人民共和国国家知识产权局



(12) 发明专利申请



(10) 申请公布号 CN 112301078 A

(43) 申请公布日 2021.02.02

(21) 申请号 202011257931.1

C08B 30/18 (2006.01)

(22) 申请日 2020.11.12

(71) 申请人 河南飞天农业开发股份有限公司

地址 456750 河南省鹤壁市淇县铁西区工业路路北

(72) 发明人 李林海 董得平 周志强 董瑜琪

赵桂强 高素珍

(74) 专利代理机构 北京瑞盛铭杰知识产权代理

事务所(普通合伙) 11617

代理人 郭晓迪

(51) Int. Cl.

C12P 19/22 (2006.01)

C12P 19/16 (2006.01)

C12P 19/14 (2006.01)

C12P 19/04 (2006.01)

权利要求书1页 说明书5页

(54) 发明名称

一种麦芽糊精液化工艺

(57) 摘要

本发明涉及麦芽糊精液化工艺,在现有技术基础上通过改进液化工艺获得一种品质更好的麦芽糊精产品。具体步骤包括原料制备、调浆、液化、脱色过滤、离交浓缩处理等。本发明的液化过程中使用二次加酶和三次高温喷射处理,精准控制各个阶段参数,从而获得高品质麦芽糊精。

1. 一种麦芽糊精液化工艺, 其特征在于, 包括如下步骤:

(1) 原料准备、调浆: 以淀粉为原料, 调制成质量浓度10%~30%的淀粉乳; 调整浆液得pH为5.8~6.2, 接着加入 CaCl_2 使 Ca^{2+} 浓度达到0.5~1%, 加入 α -淀粉酶, 调浆得到原料浆液;

(2) 第一次液化: 将步骤(1)的浆液在125~130℃下进行高温喷射, 然后加入 α -淀粉酶, 降温至80~85℃下进行液化, 控制DE值在第一DE值范围;

(3) 第二次液化: 向步骤(2)所得产物在130~135℃下进行高温喷射, 然后加入 α -淀粉酶, 降温至85~90℃下进行液化, 控制DE值在第二DE值范围;

(4) 第三次液化: 向步骤(3)所得产物在145~155℃下进行高温喷射, 得到麦芽糊精粗品;

(5) 脱色过滤、离交浓缩处理, 获得所述麦芽糊精。

2. 如权利要求1所述的麦芽糊精液化工艺, 其特征在于, 所述的步骤(4)结束后, 若产物DE值低于所需的DE值, 则进行步骤(4a);

(4a) 糖化: 将液化后的浆液过滤得到过滤液, 加入糖化酶糖化进行糖化处理8~12h, 然后灭酶得到产物; 其中, 所述糖化酶为普鲁兰酶和 β -淀粉酶。

3. 如权利要求1所述的麦芽糊精液化工艺, 其特征在于, 所述步骤(5)的具体操作步骤包括:

在步骤(5)中得到的麦芽糊精粗品用活性炭脱色, 吸附杂质后, 利用精密过滤机过滤; 然后将所述的麦芽糊精粗品通过离子交换柱组, 从而脱除残留的有色物质、可溶蛋白、氨基酸和阴阳离子; 所得的麦芽糊精用三效降膜蒸发器中被蒸发掉多余的水分, 得到浓缩的麦芽糊精。

4. 如权利要求3所述的麦芽糊精液化工艺, 其特征在于, 所述步骤(5)中, 所述的离子交换柱组包括依次串联的以下离子交换柱: 第一阳离子交换柱、第一阴离子交换柱、第二阳离子交换柱和第二阴离子交换柱。

5. 如权利要求1所述的麦芽糊精液化工艺, 其特征在于, 所述的第一DE值范围为DE:11~12%, 且所述的第二DE值范围为DE:13~14%。

6. 如权利要求1所述的麦芽糊精液化工艺, 其特征在于, 所述的第一DE值范围为DE:7~8%, 且所述的第二DE值范围为DE:9~10%。

7. 如权利要求1所述的麦芽糊精液化工艺, 其特征在于, 所述的第一DE值范围为DE:13~14, 且所述的第二DE值范围为DE:15~16。

8. 如权利要求1所述的麦芽糊精液化工艺, 其特征在于, 所述步骤(2)和步骤(3)中, 加入 α -淀粉酶的质量比=2.5~3.5:1。

9. 如权利要求1所述的麦芽糊精液化工艺, 其特征在于, 所述淀粉可选择玉米淀粉、木薯淀粉、大米淀粉、马铃薯淀粉中的一种或多种。

10. 如权利要求1所述的麦芽糊精液化工艺, 其特征在于, 所述步骤(5)后还包括: 对所得到的产品进行精制, 得到精制麦芽糊精。

一种麦芽糊精液化工艺

技术领域

[0001] 本发明属于制糖技术领域,具体涉及一种新型的一种麦芽糊精液化工艺。

背景技术

[0002] 麦芽糊精是一种没有任何味道的营养性多糖,由于其口感温和、甜度低、吸湿性弱,溶解性好等优点被广泛应用于多种食品配料中。例如用作填充剂、保湿剂、分散剂、成膜剂等。

[0003] 麦芽糊精的生产通常采用淀粉调浆→加酶液化→高温喷射灭酶→脱色、过滤、离子交换的工艺流程。由于麦芽糊精广泛而优良的功能性质,其市场前景非常广泛。国内市场上的麦芽糊精的生产方兴未艾。我国轻工行业标准中的麦芽糊精的规格分为三类,即DE值 ≤ 10 、 ≤ 15 和 ≤ 20 ,目前,麦芽糊精的生产仍然带有相当程度的经验性,导致产品质量不十分稳定,精确控制产品的DE值和组分分布仍有一定困难。综上所述,本领域尚缺乏一种能够精确控制产品DE值和组分分布的麦芽糊精液化工艺。

发明内容

[0004] 针对现有技术中存在的问题,本发明提供了一种改进的麦芽糊精液化工艺,重点改进液化制备工艺,将现有技术中普遍使用的两次加酶、两次喷射工艺改进为两次加酶,三次喷射,同时优化液化过程中不同阶段DE值,经过改进工艺制得的麦芽糊精,确实效果好,可以获得DE值精确分布的麦芽糊精产品。

[0005] 为了实现本发明的目的,本发明的技术方案如下:

[0006] 一种麦芽糊精液化工艺,其特征在于,包括如下步骤:

[0007] (1) 原料准备、调浆:以淀粉为原料,调制成质量浓度10%~30%的淀粉乳;调整浆液得pH为5.8~6.2,接着加入 CaCl_2 使 Ca^{2+} 浓度达到0.5~1%,加入 α -淀粉酶,调浆得到原料浆液;

[0008] (2) 第一次液化:将步骤(1)的浆液在125~130℃下进行高温喷射,然后加入 α -淀粉酶,降温至80~85℃下进行液化,控制DE值在第一DE值范围;

[0009] (3) 第二次液化:向步骤(2)所得产物在130~135℃下进行高温喷射,然后加入 α -淀粉酶,降温至85~90℃下进行液化,控制DE值在第二DE值范围;

[0010] (4) 第三次液化:向步骤(3)所得产物在145~155℃下进行高温喷射,得到麦芽糊精粗品;

[0011] (5) 脱色过滤、离子浓缩处理,获得所述麦芽糊精。

[0012] 在另一优选例中,所述的步骤(4)结束后,若产物DE值低于所需的DE值,则进行步骤(4a):

[0013] (4a) 糖化:将液化后的浆液过滤得到过滤液,加入糖化酶糖化进行糖化处理8~12h,然后灭酶得到产物;其中,所述糖化酶为普鲁兰酶和 β -淀粉酶。

[0014] 在另一优选例中,所述步骤(5)的具体操作步骤包括:

[0015] 在步骤(5)中得到的麦芽糊精粗品用活性炭脱色,吸附杂质后,利用精密过滤机过滤;然后将所述的麦芽糊精粗品通过离子交换柱组,从而去除残留的有色物质、可溶蛋白、氨基酸和阴阳离子;所得的麦芽糊精用三效降膜蒸发器中被蒸发掉多余的水分,得到浓缩的麦芽糊精。

[0016] 在另一优选例中,所述步骤(5)中,所述的离子交换柱组包括依次串联的以下离子交换柱:第一阳离子交换柱、第一阴离子交换柱、第二阳离子交换柱和第二阴离子交换柱。

[0017] 在另一优选例中,所述的第一DE值范围为DE:11-12%,且所述的第二DE值范围为DE:13-14%。

[0018] 在另一优选例中,所述的第一DE值范围为DE:7-8%,且所述的第二DE值范围为DE:9-10%。

[0019] 在另一优选例中,所述的第一DE值范围为DE:13-14,且所述的第二DE值范围为DE:15-16。

[0020] 在另一优选例中,所述步骤(2)和步骤(3)中,加入 α -淀粉酶的质量比=2.5-3.5:1。

[0021] 在另一优选例中,所述淀粉可选择玉米淀粉、木薯淀粉、大米淀粉、马铃薯淀粉中的一种或多种。

[0022] 在另一优选例中,所述步骤(5)后还包括:对所得到的产品进行精制,得到精制麦芽糊精。

[0023] 本发明麦芽糊精制备工艺的有益效果为:

[0024] (1) 制备过程中使用两次加酶处理,两次加酶的控制有利于液化更为充分;加酶过程中DE控制过低,料液因液化程度低,过于粘稠,导致浆料处理阻力过大,设备耗电较高,DE控制过高,则容易出现因料液和酶未充分混合而出现的液化不彻底,从而导致液化的麦芽糊精碘试效果不好。本发明使用二次加酶,有利于酶和原料的充分混合,麦芽糊精液化充分,在满足DE:13-16的同时,碘试效果好。

[0025] (2) 本发明工艺可以精准地控制最终产品的DE值,以碘试数据、吸光度、溶解度等为指标,综合衡量麦芽糊精的制备效果。

[0026] (3) 本发明采用了三次喷射处理,从而保证了充分液化,提高了过滤率和麦芽糊精产品的得率。经过本发明特定改进的液化工艺,最终得到的产品,碘试效果好,麦芽糊精品质好。

具体实施方式

[0027] 为了更好地理解本发明的本质,下面结合实施例对本发明优选实施方式进行详细说明。需要理解的是以下实施例的给出仅是为了起到说明的目的,并不是用于对本发明的范围进行限制。本领域的技术人员在不背离本发明的宗旨和精神的情况下,可以对本发明进行各种修改和替换。

[0028] 实施例1

[0029] 一种麦芽糊精制备工艺,其特征在于,包括如下步骤:

[0030] (1) 原料准备、调浆:以玉米淀粉为原料,调制成质量浓度15%的淀粉乳;调整浆液得pH为6.0,接着加入 CaCl_2 使 Ca^{2+} 浓度达到0.8%,制备 α -淀粉酶,设计投料量为与淀粉的体

积重量比为0.4kg/t,加入体积量为1/2的酶并与所述的淀粉乳混合,得到原料料液。

[0031] (2) 第一次液化:将所得到的料液在125℃下进行高温喷射,然后加入3/8量的 α -淀粉酶,降温至80℃下进行液化,控制DE值在11-12;

[0032] (3) 第二次液化:将所得到的料液在130℃下进行高温喷射,然后加入1/8量的 α -淀粉酶,降温至85℃下进行液化,控制DE值在13-14;

[0033] (4) 第三次液化:向步骤(3)所得产物在150℃下进行高温喷射,得到麦芽糊精粗品;

[0034] (5) 脱色过滤、离交浓缩处理:在步骤(4)中得到的麦芽糊精粗品用活性炭脱色,吸附杂质后,利用精密过滤机过滤;将脱色后的麦芽糊精经过阳阴阳阴串联的离子交换柱,脱除残留的有色物质、可溶蛋白、氨基酸、阴阳离子等杂质;之后将麦芽糊精用三效降膜蒸发器中被蒸发掉多余的水分。

[0035] 将处理液再经蒸发浓缩、喷雾干燥后获得麦芽糊精粉末产品,将麦芽糊精粉末产品,按国家标准(GB/T 20885-2007)规定方法检测,DE值为14。

[0036] 实施例2

[0037] 一种麦芽糊精制备工艺,其特征在于,包括如下步骤:

[0038] (1) 原料准备、调浆:以大米淀粉为原料,调制成质量浓度25%的淀粉乳;调整浆液得pH为6.0,接着加入CaCl₂使Ca²⁺浓度达到0.8%。制备 α -淀粉酶,设计投料量为与淀粉的体积重量比为0.4kg/t,加入体积量为1/2的酶并与所述的淀粉乳混合,得到原料料液。

[0039] (2) 第一次液化:将所得到的料液在130℃下进行高温喷射,然后加入3/8量的 α -淀粉酶,降温至85℃下进行液化,控制DE值在7-8;

[0040] (3) 第二次液化:将所得到的料液在135℃下进行高温喷射,然后加入1/8量的 α -淀粉酶,降温至90℃下进行液化,控制DE值在9-10;

[0041] (4) 第三次液化:向步骤(3)所得产物在150℃下进行高温喷射,得到麦芽糊精粗品;

[0042] (5) 脱色过滤、离交浓缩处理:在步骤(4)中得到的麦芽糊精粗品用活性炭脱色,吸附杂质后,利用精密过滤机过滤;将脱色后的麦芽糊精经过阳阴阳阴串联的离子交换柱,脱除残留的有色物质、可溶蛋白、氨基酸、阴阳离子等杂质;之后将麦芽糊精用三效降膜蒸发器中被蒸发掉多余的水分。

[0043] 将处理液再经蒸发浓缩、喷雾干燥后获得麦芽糊精粉末产品,将麦芽糊精粉末产品,按国家标准(GB/T 20885-2007)规定方法检测,DE值为10。

[0044] 实施例3

[0045] 一种麦芽糊精制备工艺,其特征在于,包括如下步骤:

[0046] (1) 原料准备、调浆:以马铃薯淀粉为原料,调制成质量浓度20%的淀粉乳;调整浆液得pH为6.0,接着加入CaCl₂使Ca²⁺浓度达到0.8%。制备 α -淀粉酶,设计投料量为与淀粉的体积重量比为0.4kg/t,加入体积量为1/2的酶并与所述的淀粉乳混合,得到原料料液。

[0047] (2) 第一次液化:将所得到的料液在125℃下进行高温喷射,然后加入3/8量的 α -淀粉酶,降温至85℃下进行液化,控制DE值在13-14;

[0048] (3) 第二次液化:将所得到的料液在130℃下进行高温喷射,然后加入1/8量的 α -淀粉酶,降温至90℃下进行液化,控制DE值在15-16;

[0049] (4) 第三次液化:向步骤(3)所得产物在150℃下进行高温喷射,得到麦芽糊精粗品;

[0050] (5) 脱色过滤、离交浓缩处理:在步骤(4)中得到的麦芽糊精粗品用活性炭脱色,吸附杂质后,利用精密过滤机过滤;将脱色后的麦芽糊精经过阳阴阴串联的离子交换柱,脱除残留的有色物质、可溶蛋白、氨基酸、阴阳离子等杂质;之后将麦芽糊精用三效降膜蒸发器中被蒸发掉多余的水分。

[0051] 将处理液再经蒸发浓缩、喷雾干燥后获得麦芽糊精粉末产品,将麦芽糊精粉末产品,按国家标准(GB/T 20885-2007)规定方法检测,DE值为16。

[0052] 对比例1

[0053] 对比例1与实施例1基本操作相同,但采用两次喷射,一次加酶的工艺控制,具体步骤如下:

[0054] (1) 原料准备、调浆:以玉米淀粉为原料,调制成质量浓度15%的淀粉乳;调整浆液得pH为6.0,接着加入CaCl₂使Ca²⁺浓度达到0.8%,制备α-淀粉酶,设计投料量为与淀粉的体积重量比为0.4kg/t,加入体积量为1/2的酶并与所述的淀粉乳混合,得到原料料液。

[0055] (2) 液化:将所得到的料液在125℃下进行高温喷射,然后加入1/2量的α-淀粉酶,降温至85℃下进行液化,控制DE值在13-14;

[0056] (3) 高温喷射:向步骤(2)所得产物在150℃下进行高温喷射,得到麦芽糊精粗品;

[0057] (4) 脱色过滤、离交浓缩处理:在步骤(3)中得到的麦芽糊精粗品用活性炭脱色,吸附杂质后,利用精密过滤机过滤;将脱色后的麦芽糊精经过阳阴阴串联的离子交换柱,脱除残留的有色物质、可溶蛋白、氨基酸、阴阳离子等杂质;之后将麦芽糊精用三效降膜蒸发器中被蒸发掉多余的水分。

[0058] 将处理液再经蒸发浓缩、喷雾干燥后获得麦芽糊精粉末产品,将麦芽糊精粉末产品,按国家标准(GB/T 20885-2007)规定方法检测,DE值为15。

[0059] 对比例2

[0060] 对比例1与实施例1基本操作相同,但喷射中所采用的温度范围不同,具体步骤如下:

[0061] (1) 原料准备、调浆:以玉米淀粉为原料,调制成质量浓度15%的淀粉乳;调整浆液得pH为6.0,接着加入CaCl₂使Ca²⁺浓度达到0.8%,制备α-淀粉酶,设计投料量为与淀粉的体积重量比为0.4kg/t,加入体积量为1/2的酶并与所述的淀粉乳混合,得到原料料液。

[0062] (2) 第一次液化:将所得到的料液在110℃下进行高温喷射,然后加入3/8量的α-淀粉酶,降温至80℃下进行液化,控制DE值在11-12;

[0063] (3) 第二次液化:将所得到的料液在120℃下进行高温喷射,然后加入1/8量的α-淀粉酶,降温至85℃下进行液化,控制DE值在13-14;

[0064] (4) 第三次液化:向步骤(3)所得产物在170℃下进行高温喷射,得到麦芽糊精粗品;

[0065] (5) 脱色过滤、离交浓缩处理:在步骤(4)中得到的麦芽糊精粗品用活性炭脱色,吸附杂质后,利用精密过滤机过滤;将脱色后的麦芽糊精经过阳阴阴串联的离子交换柱,脱除残留的有色物质、可溶蛋白、氨基酸、阴阳离子等杂质;之后将麦芽糊精用三效降膜蒸发器中被蒸发掉多余的水分。

LAMPIRAN 2

NERACA MASSA DAN ENERGI

L2.1 Informasi Umum

L2.1.1 Basis Perhitungan

Basis kapasitas	: Bahan baku
Kapasitas pabrik	: 1.700 ton/tahun
Sifat operasional	: Semi Kontinyu
Operasional pabrik	
Jumlah hari	: 330 hari/tahun
Jumlah jam	: 24 jam/hari
Durasi 1 batch	: 3 jam/batch
Kapasitas proses produksi	: $1700 \times \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$
Basis massa bahan baku	: 454,51 kg
Produk yang dihasilkan	: 214,64 kg Maltodextrin

L2.1.2 Komposisi massa bahan baku dan produk

Tabel L2. 1 Komposisi Massa Bahan Baku

Komponen	% Massa
(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	60,6
H ₂ O	14
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	14,54
R-CH(NH) ₂	3,06
Fly Ash	7,8

Tabel L2. 2 Komposisi Massa Produk

Komponen	% Massa
Dextrin	95
Maltodextrin	97

L2.1.3 Properti Bahan

Tabel L2. 3 Berat Molekul Bahan pada Proses Produksi Maltodextrin

No.	Komponen	MR (kg/kmol)
1.	(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	162000
2.	Serat	60
3.	H ₂ O	18
4.	Abu	60
5.	Protein	169
6.	CaCl ₂	111
7.	NaOH	40
8.	HCl	36,5
9.	<i>Alpha-amilase</i>	53000
10	<i>NaCl</i>	58,5
11	Dextrin	1620
12	Maltodextrin	162

Tabel L2. 4 Panas Spesifik Bahan pada Proses Produksi Maltodextrin

Komponen	$C_p = \int A + BT + CT^2 + DT^3 dt \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \right)$				
	A	B	C	D	
Onggok	233.336				
CaCl ₂	75.656				
H ₂ O	92.053	-0.039953	-0.00021103	5.3469E-07	
NaOH					
HCl	73.993	-0.12946	-0.00007898	2.6409E-06	
<i>Alpha-amilase</i>	1.818				
Dextrin	0.291179644				
Maltodextrin	106.032	0.94243	-0.0016484	1.1669E-06	

Menghitung perubahan entalpi dengan menggunakan kapasitas panas dapat dilakukan berdasarkan persamaan berikut:

$$H = n \times H^*$$

$$H = n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p \Delta T$$

C_p untuk fasa cair

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

$$\int C_p \Delta T = A (T - T_r) + \frac{B}{2} (T^2 - T_r^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_r^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_r^4)$$

C_p untuk fasa gas

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

$$\int C_p \Delta T = A (T - T_r) + \frac{B}{2} (T^2 - T_r^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_r^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_r^4) + \frac{E}{5} (T^5 - T_r^5)$$

Keterangan :

ΔH = Panas yang dibawa bahan (Kj)

N = Mol bahan (kmol)

T = Temperatur bahan (K)

T_r = Temperatur referensi 25 °C

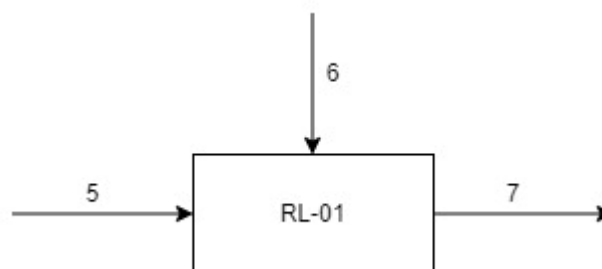
C_p = Kapasitas panas bahan (Kj/kmol,K)

A, B, C, D = Koefisien regresi (Kj/kmol,K)

Sumber: (Yaws, 1999)

L2.2 Reaktor Liquifikasi (RL-01)

L2.2.1 Diagram Alir Reaktor



Gambar L2. 1 Skema Reaktor Liquifikasi

L2.2.2 Neraca Mol Reaksi

Reaksi Hidrolisa Pati

Parameter Reaksi

Reaktan pembatas : Pati ($C_6H_{12}O_5$)₁₀₀₀
 Konversi : 95% terhadap reaktan pembatas pada 95°C
 Rasio reaktan : *Rasio mol Pati/Dextrin = 1*

kmol/jam	($C_6H_{10}O_5$) ₁₀₀₀	→	100($C_6H_{10}O_5$) ₁₀
Awal	0.00017		-
Reaksi	0.0012		0.0012
Sisa	0.00048		0.0012

L2.2.3 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi

Tabel L2. 5 Ringkasan Neraca Massa Reaksi Hidrolisa Pati

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Aliran 5	Aliran 6	Aliran 7
Pati	275,42	-	6,33
H ₂ O	873,70	-	873,70
Abu	35,45	-	35,45
Serat	66,08	-	66,08
Protein	13,90	-	13,90
CaCl ₂	0,48	-	0,48
α-amilase	-	0,15	0,15
Dextrin	-	-	269,09
Total	1265,22		1265,22

L2.2.4 Neraca Energi Reaktor

Temperatur aliran masuk = 60 °C

Temperatur aliran keluar = 95 °C

Pati Bereaksi : 0,0016

Dextrin Terbentuk : $100 \times 0,0016 = 0.16$

$\Delta H_r = \text{Mol bereaksi} \times C_p \text{ pati} = 0,0016 \times 293,55 \text{ KJ/Kmol.K} = 0,48 \text{ KJ}$

$\Delta H_p = 0,16 \times 21378,05 \text{ KJ/Kmol.K} = 3525,58 \text{ KJ}$

Diketahui :

$$\Delta H_F \text{ Reaktan} = -725566 \text{ KJ/Kmol.K}$$

$$= (-2494820 \text{ KJ/Kmol.K} \times 0,0016) - (-725566 \text{ KJ/Kmol.K} \times 0,16)$$

$$\Delta H_{R_{Ks}} = \Delta H_R + (\Delta H_P - \Delta H_r) = -410239.57 \text{ KJ/Kmol.K} + (3525,58-0,48) \text{ KJ}$$

Tabel L2. 6 Entalpi Panas Reaktor Liquififikasi

Komponen	Masuk			Keluar		
n	n	H*	H	n	H*	H
Pati	0,0017	293,55	0,499	0,000039	293,55	0.0115
H ₂ O	48,53	5279,18	23,13	48,53	5279.18	256248,35
Serat	1,10	108,43	119,43	1,10	108,43	119,43
Protein	0,59	108,43	8,92	0,59	108,43	8,92
Abu	0,08	108,43	64,07	0,08	108,43	64,07
CaCl ₂	0,0043	72646,10	318,31	0,0043	72646,10	318,31
α -amilase	0,000030	28270,20	0,84	0,000030	28270,20	0,083
Dextrin	-	-	-	0,16	21378.05	3551,02
Total Entalpi Masuk (H _{in})			534,37	Total Entalpi Keluar (H _{out})		260310,22

Kalkulasi Neraca Energi Reaktor Liquifikasi

Tujuan: untuk menentukan apakah reaktor membutuhkan sistem pemanas/pendingin

$$H_{in} + Q_{Pendingin} = H_{out} + \Delta H_{Reaksi}$$

$$534,37 + Q_{\text{Pendingin}} = 260310,22 + 406714,47$$

$$Q_{\text{Pendingin}} = - 666490,32 \text{ kJ/h}$$

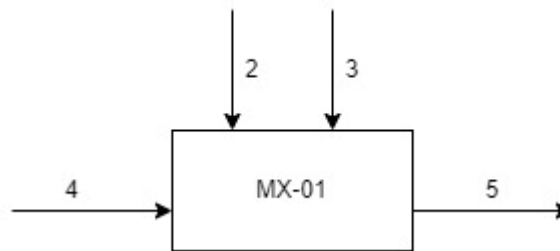
Tanda negatif pada nilai Q menunjukkan bahwa, untuk menjaga temperatur keluaran reaktor tetap di nilai 90 °C maka Reaktor R-101 harus dilengkapi dengan sistem pendingin yang membuang panas dari reaktor sebesar **666490,32 kJ/h**. Besaran nilai panas yang harus dilepaskan dari reaktor ini kemudian digunakan

untuk menghitung kebutuhan air pendingin yang rinciannya akan dijabarkan pada Lampiran 3.

L2.3 Mixing Tank (MX-01)

Mixing tank berfungsi untuk mencampurkan onggok dengan air beserta dengan CaCl_2 pada pegoperasian di temperature 60°C dan 1 atm.

L2.3.1 Diagram Alir Proses Pencampuran



Gambar L2. 2 Skema Mixer

L2.3.2 Neraca Massa Mixing Tank

Tabel L2. 7 Ringkasan Neraca Massa Mixing Tank

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Aliran 4	Aliran 2	Aliran 3	Aliran 5
Pati	275,42	-	-	275,42
Serat	873,70	-	-	873,70
Abu	35,45	-	-	35,45
Protein	66,08	-	-	66,08
H ₂ O	13,90	801,079	-	13,90
CaCl ₂	-	-	0,48	0,48
Total	1265,065			1265,065

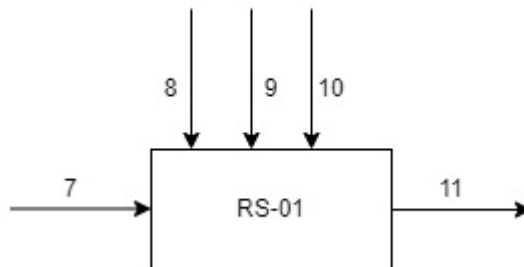
L2.3.3 Neraca Energi Mixing Tank T-101

proses di mixing tank tidak melibatkan perubahan entalpi akibat panas pelarutan, yang terjadi hanya proses pencampuran tanpa ada perubahan entalpi sehingga tidak perlu dilakukan kalkulasi neraca energi.

Temperatur aliran masuk = 60 °C

L2.4 Reaktor Sakarifikasi (RS-01)

L2.4.1 Diagram Alir Proses Reaktor



L2.4.2 Neraca Mol Reaksi

Reaksi Hidrolisa Enzim

Parameter Reaksi

Reaktan pembatas : Dextrin $(C_6H_{12}O_5)_{10}$
Konversi : 97% terhadap reaktan pembatas pada 95°C
Rasio reaktan : *Rasio mol Dextrin/Maltodextrin = 1*

kmol/jam	$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	+ H_2O	→	$10(C_6H_{10}O_5)$
Awal	0.121	48.615		
Reaksi	0.115	1.155		1.155
Sisa	0.006	47.460		1.155

Reaksi Garam

Parameter Reaksi

Reaktan pembatas : HCl
Konversi : terbentuk terhadap reaktan pembatas pada 95°C
Rasio reaktan : *Rasio mol HCl/NaCl = 1*

kmol/jam	HCl	+ NaOH	→	NaCl	H_2O
Awal	0.0042	0.0046			-

Reaksi	0.0040	0.00401	0.00401	0.00401
Sisa	0,00284	0.00065	0.00401	0.00401

L2.4.3 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi

Tabel L2. 8 Ringkasan Neraca Massa Kolom Distilasi

Komponen	Masuk (kg/jam)				Keluar (kg/jam)
	Aliran 7	Aliran 8	Aliran 9	Aliran 10	Aliran 11
Pati		-	-	-	78.358
H ₂ O	873.709	-	1.372	-	854.28
Abu	35.451	-	-	-	35.451
Serat	66.084	-	-	-	66.084
Protein	13.907	-	-	-	13.907
CaCl ₂	0.486	-	-	-	0.486
HCl	-	-	-	0,154	0,154
NaOH	-	-	-	0,186	0,186
α -amilase	0.156	0.303	-	-	0.46
Dextrin	197.06	-	-	-	197.06
NaCl	-	-	-	-	0,234
Maltodextrin	-	-	-	-	208,16
Total	1267,23				1267,23

L2.4.4 Neraca Energi Reaktor Sakarifikasi

Temperatur aliran masuk = 60 °C

Temperatur aliran keluar = 95 °C

Tabel L2. 9 Panas Reaksi di Reaktor Sakarifikasi

	Reaktan			Produk		
	n terpakai (kmol/h)	ΔH_f^* (kJ/kmol)	ΔH_f (kJ/h)	n dihasilkan (kmol/h)	ΔH_f^* (kJ/kmol)	ΔH_f (kJ/h)
Pati	0,000039	293,55	0.000006	0,000039	293,55	0.000006
H₂O	48,53	2634,56	12432,9	47,46	2634,56	12432,9
Serat	1,10	293,55	119,24	1,10	293,55	119,24
Abu	0,59	293,55	63,97	0,59	293,55	63,97

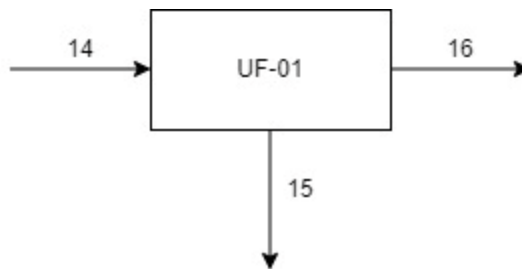
Protein	0,08	293,55	8,67	0,08	293,55	8,67
CaCl₂	0,0043	72251,41	312,37	0,0043	72251,41	312,37
HCl	0,0042	1018,12	4.27	0,0042	1018,12	4.27
NaOH	0,0046	513,17	23.60	0,0046	513,17	23.60
α-amilase	0,000030	28270,2	0.0848	0,000085	28270,2	0.24
Dextrin	0,12	10349,86	1241,98	0,006	10349,86	62,09
NaCl	-	-	-	0,000065	1018,125	0,006617
Maltodextrin	-	-	-	1,28	8605,58	11015.14
ΔH_f reaktan			14207	ΔH_f produk		
ΔH_R (kJ/h)			11015			
Q reaksi (kJ/h)			11015			

Tabel L2. 10 Entalpi Aliran Masuk dan Keluar Reaktor Sakarafikasi

Komponen	Masuk			Keluar			
	n	H*	H	n	H*	H	
Pati	0,000039	293,55	0.000006	0,000039	293,55	0.000006	
H ₂ O	48,53	2634,56	12432,9	47,46	2634,56	12432,9	
Serat	1,10	293,55	119,24	1,10	293,55	119,24	
Abu	0,59	293,55	63,97	0,59	293,55	63,97	
Protein	0,08	293,55	8,67	0,08	293,55	8,67	
CaCl ₂	0,0043	72251,41	312,37	0,0043	72251,41	312,37	
HCl	0,0042	1018,12	4.27	0,0042	1018,12	4.27	
NaOH	0,0046	513,17	23.60	0,0046	513,17	23.60	
α -amilase	0,000030	28270,2	0.0848	0,000085	28270,2	0.24	
Dextrin	0,12	10349,86	1241,98	0,006	10349,86	62,09	
NaCl	-	-	-	0,000065	1018,125	0,006617	
Maltodextrin	-	-	-	1,28	8605,58	11015.14	
Total Entalpi Masuk (H _{in})			14207	Total Entalpi Keluar (H _{ou})			25222

L2.5 Ultrafiltrasi Membran (UF-01)

L2.5.1 Diagram Alir Proses Ultrafiltrasi



Gambar L2. 3 Skema Ultrafiltrasi

L2.5.2 Spesifikasi Proses Ultrafiltrasi

Filtat : Protein, Dextrin, *Alpha amilase*. Maltodextrin, CaCl_2 , H_2O

Permeat : HCl , NaOH , H_2O , NaCl .

Recovery Senyawa yang difiltrasi : 50% dari total massa

L2.5.3 Neraca Massa Ultrafiltrasi

Tabel L2. 11 Ringkasan Neraca Massa Kolom Absorpsi

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran 14	Aliran 15	Aliran 16
Protein	13,21	13,21	-
H_2O	726,138	363,069	363,069
CaCl_2	0,486	0,486	-
Dextrin	197,06	197,06	-
NaCl	0,234	-	0,234
HCl	0,154	0,023	0,13
NaOH	0,186	0,027	0,15
Maltodextrin	208,16	208,16	-
Total	958,74	958,74	

L2.5.4 Neraca Energi Ultrafiltrasi

Proses di *Ultrafiltrasi membrane* tidak melibatkan perubahan entalpi, yang terjadi hanya proses penyaringan padatan dari cairan tanpa ada perubahan entalpi.

L2.6 Cation Exchange (CE-01)

Cation Exchange digunakan untuk mengeliminasi kandungan ion yang meliputi CaCl_2 , Protein, dan NaOH .

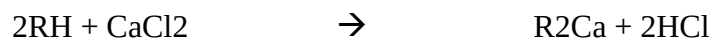
L2.6.1 Spesifikasi Proses Cation Exchange

Jenis Resin : *sulfonat phenolic*

Tertinggal di *ion exchange*: CaCl_2 , Protein.

L2.6.2 Neraca Massa Cation Exchange

Reaksi yang terjadi :



- CaCl_2 Bereaksi $= \frac{\text{Massa CaCl}_2}{\text{BM CaCl}_2}$
 $= 0,119 \text{ kmol/jam}$
- HCl yang terbentuk $= 2 \times \text{CaCl}_2 \text{ bereaksi} \times \text{BM HCl}$
 $= 8,68 \text{ kg/jam}$
- Massa HCl yang terbentuk $= \text{HCl mula mula} + \text{HCl yang terbentuk}$
 $= 8,71 \text{ kg/jam}$
- Ca^{2+} yang tertinggal $= \text{CaCl}_2 \text{ yang bereaksi} + \text{BM Ca}^{2+}$
 $= 4,76 \text{ kg/jam}$
- H^+ dari resin $= 2 \times \text{CaCl}_2 \text{ yang bereaksi} \times \text{BM H}^+$
 $= 0,238 \text{ kg/jam}$
- NaOH yang bereaksi $= \frac{\text{Massa NaOH}}{\text{BM CaCl}_2}$
 $= 0,00069 \text{ kmol/jam}$
- Na^+ yang tertinggal $= \text{NaOH yang bereaksi} + \text{BM Na}^+$
 $= 0,016 \text{ kg/jam}$

Tabel L2. 12 Ringkasan Neraca Massa Cation Exchange

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
----------	----------------	-----------------

	Aliran 15	Tertinggal	Tertinggal di Bed	Aliran 17
H ₂ O	726.138	-	-	726.138
CaCl ₂	0.486	-	0.486	-
Dextrin	197.06	-	-	197.06
Protein	13,21	-	13,21	-
Maltodextrin	208,16	-	-	208,16
NaOH	0,186	-	0.376651875	-
HCl	0,154	-	-	79,71
Resin H ⁺	-	0,238	-	-
Na ⁺	-	-	0,016	-
Ca ⁺	-	-	4,76	-
Total	594,79		594,79	

L2.6.3 Neraca Energi Cation Exchange

Proses di *cation exchange* tidak melibatkan perubahan entalpi, yang terjadi hanya proses eliminasi ion dan mineral dari produk yang dihasilkan dari proses *sakarifikasi* melalui fermentor tanpa ada perubahan entalpi.

L2.7 Anion Exchange (AE-01)

Proses *anion exchange* digunakan untuk eliminasi ion negative dengan menggunakan resin basa kuat sehingga dapat menghilangkan kadar HCl yang masih terkandung dalam produk Maltodextrin.

L2.7.1 Spesifikasi Proses Anion Exchange

Jenis Resin : *Basa kuat (NaOH)*

Tertinggal di *ion exchange*: HCl

L2.7.3 Neraca Massa Anion Exchange

Reaksi yang terjadi :



- HCl Bereaksi $= \frac{\text{Massa HCl}}{\text{BM HCl}}$
= 2,18 kmol/jam
- H₂O yang terbentuk $= \text{HCl bereaksi} \times \text{BM H}_2\text{O}$
= 39,31 kg/jam
- Cl⁻ yang tertinggal $= \text{HCl yang bereaksi} + \text{BM Cl}^-$
= 77,52 kg/jam
- OH⁻ dari resin $= \text{HCl yang bereaksi} \times \text{BM OH}^-$
= 37,18 kg/jam
- Jumlah H₂O total $= \text{H}_2\text{O mula-mula} + \text{H}_2\text{O yang terbentuk}$
= 402,37 kg/jam

Tabel L2. 13 Ringkasan Neraca Massa Anion Exchange

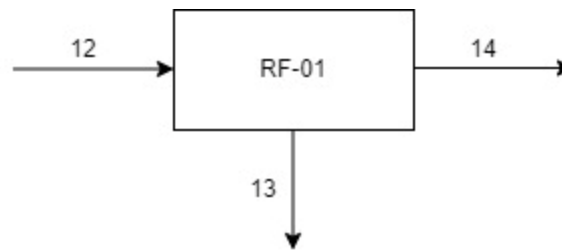
Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Aliran 17	Tertinggal	Tertinggal di Bed	Aliran 18
H ₂ O	726.138	-	-	402,37
Dextrin	197.06	-	-	197.06
Maltodextrin	208,16	-	-	208,16
HCl	79,71	-	-	-
Resin OH ⁻	-	37,18	-	-
Cl ⁻	-	-	77,52	-
Total	697,77		697,77	

L2.7.4 Neraca Energi Anion Exchange

Proses di *anion exchange* tidak melibatkan perubahan entalpi, yang terjadi hanya proses eliminasi ion dan mineral dari produk yang dihasilkan dari proses *sakarifikasi* melalui fermentor tanpa ada perubahan entalpi.

L2.8 Rotary Drum Vakum Filter (RF-01)

L2.8.1 Diagram Alir Proses Filtrasi



Gambar L2. 4 Skema Rotary Drum Vakum Filter

L2.8.2 Spesifikasi Proses Filtrasi

Cake : Sisa ampas onggok

Filtrat : Maltodextrin, HCl, NaOH, H₂O, CaCl₂, Pati, Abu, Protein, Serat

Recovery Senyawa yang difiltrasi : 95% dari total massa

L2.8.3 Neraca Massa Proses Filtrasi

Tabel L2. 14 Ringkasan Neraca Massa Unit Filtrasi

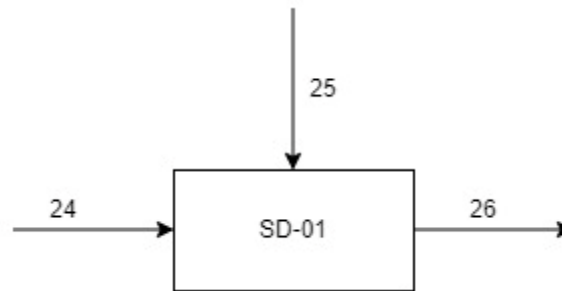
Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran 12	Aliran 13	Aliran 14
Pati	78.358	78.358	-
Serat	66.084	66.084	-
Abu	35.451	35.451	-
H ₂ O	854.28	128.142	726.138
Protein	13.907	0,69	13,21
CaCl ₂	0.486	-	0.486
HCl	0,154	-	0,154
NaOH	0,186	-	0,186
α -amilase	0.46	0.46	-
Dextrin	197.06	-	197.06
NaCl	0,234	-	0,234
Maltodextrin	208,16	-	208,16
Total	1267,23	1267,23	

L2.8.4 Neraca Energi Proses Filtrasi

Proses di rotary drum filter tidak melibatkan perubahan entalpi, yang terjadi hanya proses penyaringan padatan dari cairan tanpa ada perubahan entalpi.

L2.9 Spray Dryer (SD-01)

L2.9.1 Diagram Alir Proses Pengeringan



Gambar L2. 5 Skema Spray Dryer

L2.9.2 Spesifikasi Proses Pengeringan

Kadar air awal padatan: 50%

Kadar air akhir padatan: 0.1%

Metode pengeringan : Langsung (menggunakan udara pengering).

L2.9.2 Neraca Massa Pengeringan

Tabel L2. 15 Ringkasan Neraca Massa Unit Pengeringan

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Aliran 24	Aliran 25	Terbuang	Aliran 25
Maltodextrin	207,39	-	-	207,39
Dextrin	9,82	-	-	9,82
H ₂ O	235,45	-	234,98	0,47
O ₂	-	357,95	-	357,95
N ₂	-	95,15	-	95,15
Total	906,2		906,2	

L2.9.3 Neraca Energi Pengeringan

Udara yang diumpankan ke unit pengering adalah bagian dari utilitas. Namun karena untuk menyelesaikan kalkulasi neraca energi unit pengering dibutuhkan massa udara, maka hitungan udara utilitas diintegrasikan pada bagian neraca energi unit *spray dryer*.

Tujuan: menghitung massa udara yang dibutuhkan untuk menghilangkan air dari padatan, yang jumlahnya telah dihitung pada bagian neraca massa.

Kondisi operasi

Suhu umpan masuk = 60°C

Suhu operasi = 300°C

Suhu referensi (T ref) = 25°C

Tabel L2. 16 Panas Reaksi di Spray Dryer

Komponen	Reaktan			Produk		
	n (kmol/h)	ΔH_f^* (kJ/kmol)	ΔH_f (kJ/h)	n (kmol/h)	ΔH_f^* (kJ/kmol)	ΔH_f (kJ/h)
H ₂ O(l)	3,39	2634,56	34461,5	0,026	2634,56	68,49
Nitrogen	3,39	282,396	957,3	3,39	282,396	957,3
Oksigen	11,18	201,739	2255,44	11,18	201,739	2255,44
Dextrin	0,00607	10349,86	62,71	0,00607	10349,86	62,71
Maltodextrin	1,280	1018,125	1303	1,280	1018,125	1303
ΔH_f reaktan			39039,95	ΔH_f produk		
			ΔH_R (kJ/h)			
			Q reaksi (kJ/h)			

Tabel L2. 17 Entalpi Aliran Masuk dan Keluar Spray Dryer

Komponen	Masuk			Keluar		
	n	H*	H	n	H*	H
H ₂ O(l)	3,39	2634,56	34461,5	0,026	2634,56	68,49
Nitrogen	3,39	282,396	957,3	3,39	282,396	957,3
Oksigen	11,18	201,739	2255,44	11,18	201,739	2255,44
Dextrin	0,00607	10349,86	62,71	0,00607	10349,86	62,71

Maltodextrin	1,280	1018,125	1303	1,280	1018,125	1303
Total Entalpi Masuk (H_{in})		39039,95	Total Entalpi Keluar (H_{out})		4646,94	

L2.10 Evaporator (EV-01, EV-02, EV-03)

Pada proses pembentukan maltodextrin, unit *Evaporator* berfungsi untuk memekatkan konsentrasi dari reaksi dalam reaktor sakarifikasi yang sudah dilakukan pemurniann dengan cara menguapkan sebagian air yang masih terkandung didalam *produk*. Hal ini dimaksud untuk mempermudah kerja unit *Dryer*. Jenis *Evaporator* yang dipilih adalah *Triple-Effect Evaporator*. Pada *Evaporator Effect 1* memekatkan *Concentrated* 4% menjadi 10% dengan pemanas yang digunakan adalah uap air saturasi bertekanan rendah. Pada *Evaporator Effect 2* memekatkan *Concentrated* 10% menjadi 17%, dan untuk effect 3 memekatkan konsentrasi 17% menjadi 25%

L2.10.1 Spesifikasi Proses Evaporasi

Konfigurasi evaporator: Tripple Effect

Konsentrasi umpan: 75%

Konsentrasi produk pekat: 50 %

L2.10.2 Neraca Massa Unit Evaporasi

Tabel L2. 18 Ringkasan Neraca Massa Unit Evaporasi Effect 1

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran 18	Aliran 19	Aliran 20
H ₂ O	402,37	24.142	378.236
Maltodextrin	197.06	0.208	207.80
Dextrin	208,16	0.009	9.843
Total	620,24	620,24	

Tabel L2. 19 Ringkasan Neraca Massa Unit Evaporasi Effect 2

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran 20	Aliran 21	Aliran 22
H ₂ O	378.236	64,30	313,98
Maltodextrin	207.80	0.208	207,6
Dextrin	9.843	0.009	9,83
Total	595,88	595,88	

Tabel L2. 20 Ringkasan Neraca Massa Unit Evaporasi Effect 3

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran 22	Aliran 23	Aliran 24
H ₂ O	313,98	78,48	235,45
Maltodextrin	207,6	0.208	207,39
Dextrin	9,83	0.009	9,82
Total	531,37	531,37	

L2.10.3 Neraca Energi Unit Evaporasi

Tujuan: menghitung massa steam yang dibutuhkan untuk menguapkan pelarut dari larutan, yang jumlahnya telah dihitung pada bagian neraca massa.

Evaporator Effect 1 berfungsi untuk memekatkan *Concentrated* menjadi 10% maka diperlukan pemanas. Pemanas yang digunakan adalah *saturated steam* bertekanan rendah. Berikut perhitungan untuk menentukan BPR (*Boiling Point Rise 1*):

$$BPR\ 1 = K_b\ water \times m \times i$$

Dimana:

BPR = *Boiling Point Rise* (kenaikan titik didih) (°C)

K_b water = ketetapan kenaikan titik didih (°C/molal)

m = molalitas (molal)

i = Faktor Van't Hoff

$$\text{BPR 1} = 0.512 \frac{^{\circ}\text{C}}{\text{molal}} \times 0.3 \text{ molal} \times 2$$

$$\text{BPR 1} = 0,38^{\circ}\text{C}$$

Kondisi Operasi

Tekanan = 0.70 bar

T Operasi = 90,20°C

T Input = 102°C

Tv1 = 90,20°C

$$\begin{aligned} \text{T output} &= \text{T Operasi} + \text{BPR 1} \\ &= 90,20^{\circ}\text{C} + 0.38^{\circ}\text{C} = 90,58^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Entalpi Masuk

Komponen Organik

$$\Delta H_{in} = \int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p dT = n \int_{T_{ref}}^{T_{in}} (a + bT + cT^2 + dT^3) dT$$

Maka.

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} = m \times & \left((a \times (T_{in} - T_{ref})) + \left(\frac{b}{2} \times (T_{in}^2 - T_{ref}^2)\right) \right. \\ & \left. + \left(\frac{c}{3} \times (T_{in}^3 - T_{ref}^3)\right) + \left(\frac{d}{4} \times (T_{in}^4 - T_{ref}^4)\right) \right) \end{aligned}$$

Komponen anorganik

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times dT = m \times C_p \times (T_{in} - T_{ref})$$

Q Pemanas

$$\Delta H_{in} + Q_{pemanas} = \Delta H_{out}$$

$$Q_{pemanas} = \Delta H_{out} - \Delta H_{in}$$

$$Q_{pemanas} = 1762 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} - 1614,8 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} = 3376,8 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

Tabel L2. 21 Panas Reaksi di Evaporator effect 1

	Reaktan			Produk		
	n terpakai (kmol/h)	ΔH_f^* (kJ/kmol)	ΔH_f (kJ/h)	n dihasilkan (kmol/h)	ΔH_f^* (kJ/kmol)	ΔH_f (kJ/h)
H ₂ O(l)	22,35	2634,56	58882	21,01	2634,56	55352
H ₂ O(g)	-	-	-	1,34	2634,56	3530
Dextrin(l)	0,006	10349,86	846,61	0,0067	10349,86	69,33
Dextrin (g)	-	-	-	0,000061	10349,86	0,063
Maltodextrin (l)	1,284	1018,125	0,088	1,282	1018,125	1305.29
Maltodextrin (g)	-	-	-	0,0128	1018,125	13,03
ΔH_f reaktan			59728	ΔH_f produk		60269.5
			ΔH_R (kJ/h) 540.89			
			Q reaksi (kJ/h) 540,89			

Tabel L2. 22 Entalpi Aliran Masuk dan Keluar Evaporator effect 1

Komponen	Masuk			Keluar		
	n	H*	H	n	H*	H
H ₂ O(l)	22,35	2634,56	58882	248,92	2634,56	55352
H ₂ O(g)	-	-	-	27,65	2634,56	3530
Dextrin(l)	0,006	10349,86	846,61	0,0817	10349,86	69,33
Dextrin (g)	-	-	-	0,000082	10349,86	0,063
Maltodextrin (l)	1,284	1018,125	0,088	17,26	1018,125	1305.29
Maltodextrin (g)	-	-	-	0,0172	1018,125	13,03
Total Entalpi Masuk (H _{in})			59728	Total Entalpi Keluar (H _{out})		60269.5

Tabel L2. 23 Panas Reaksi di Evaporator effect 2

Komponen	Reaktan			Produk		
	n (kmol/h)	ΔH_f^* (kJ/kmol)	ΔH_f (kJ/h)	n (kmol/h)	ΔH_f^* (kJ/kmol)	ΔH_f (kJ/h)

H₂O(l)	21,01	2634,56	55352	17,44	2634,56	45946,7
H₂O(g)	-	-	-	3,57	2634,56	9405.37
Dextrin(l)	0,0067	10349,86	69,33	0,00607	10349,86	62,82
Dextrin (g)	-	-	-	0,000061	10349,86	0.063
Maltodextrin (l)	1,282	1018,125	1305.29	1,281	1018,125	1304.2
Maltodextrin (g)	-	-	-	0,012	1018,125	12,21
ΔH_f reaktan			56726,6	ΔH_f produk		56731,3
ΔH_R (kJ/h) 4,743						
Q reaksi (kJ/h) 4,743						

Tabel L2. 24 Entalpi Aliran Masuk dan Keluar Evaporator effect 2

Komponen	Masuk			Keluar			
	n	H*	H	n	H*	H	
H ₂ O(l)	21,01	2634,56	55352	17,44	2634,56	45946,7	
H ₂ O(g)	-	-	-	3,57	1939,62	9405.37	
Dextrin(l)	0,0067	10349,86	69,33	0,00607	10349,86	62,82	
Dextrin (g)	-	-	-	0,000061	10349,86	0.063	
Maltodextrin (l)	1,282	1018,125	1305.29	1,281	1018,125	1304.2	
Maltodextrin (g)	-	-	-	0,012	1018,125	12,21	
Total Entalpi Masuk (H _{in})			56726,6	Total Entalpi Keluar (H _{out})			56731,3

Tabel L2. 25 Panas Reaksi di Evaporator effect 3

	Reaktan			Produk		
	n (kmol/h)	DH _f * (kJ/kmol)	DH _f (kJ/h)	n (kmol/h)	DH _f * (kJ/kmol)	DH _f (kJ/h)
H ₂ O(l)	17,44	2634,56	45946,7	13,08	2634,56	34461.5
H ₂ O(g)	-	-	-	4,36	2634,56	11486,6
Dextrin(l)	0,00607	10349,86	62,82	0,00606	10349,86	62,71
Dextrin (g)	-	-	-	0,000061	10349,86	0,848
Maltodextrin(l)	1,281	1018,125	1304.2	1,280	1018,125	1303
Maltodextrin (g)	-	-	-	0,012	1018,125	12,21
ΔH _f reaktan			47313,72	ΔH _f produk		47326,94

ΔH_R (kJ/h)	13,22
Q reaksi (kJ/h)	13,22

Tabel L2. 26 Entalpi Aliran Masuk dan Keluar Evaporator effect 3

Komponen	Masuk			Keluar		
	n	H*	H	n	H*	H
H ₂ O(l)	17,44	2634,56	45946,7	13,08	2634,56	419105,8
H ₂ O(g)	-	-	-	4,36	1939,62	92150,3
Dextrin(l)	0,00607	10349,86	62,71	0,00606	10349,86	845,49
Dextrin (g)	-	-	-	0,000061	10349,86	0,848
Maltodextrin (l)	1,281	1018,125	1303	1,280	1018,125	17532
Maltodextrin (g)	-	-	-	0,012	1018,125	17,511
	Total Entalpi Masuk (H _{in})		47313,72	Total Entalpi Keluar (H _{out})		47326,94

L2.11 Cyclone (CY-01)

L2.11.1 Spesifikasi Proses Cyclone

Tertahan :Udara (N₂ dan O₂)

Filtrat : Maltodextrin, dan H₂O

L2.11.3 Neraca Massa Unit Cyclone

Tabel L2. 27 Ringkasan Neraca Massa Cyclone

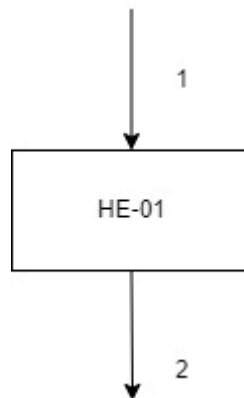
Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran 26	Aliran 27	Aliran 28
Dextrin	207,39	-	207,39
Maltodextrin	9,82	-	9,82
H ₂ O	0,47	-	0,47
O ₂	357,95	357,95	-
N ₂	95,15	95,15	-
Total	670,75	670,75	

L2.11.4 Neraca Energi Cyclone

Proses di *Cyclone* tidak melibatkan perubahan entalpi, yang terjadi hanya proses penyaringan udara dari produk yang dikeringkan melalui spray dryer tanpa ada perubahan entalpi.

L2.12 Heat Exchanger (HE-01)

L2.12.1 Diagram Alir Proses



Gambar L2. 6 Skema Heater 01

L2.12.2 Spesifikasi Proses Pertukaran Panas

Temperatur masuk fluida panas: 120 °C

Temperatur keluar fluida panas: 110 °C

Temperatur masuk fluida dingin: 30 °C

Temperatur keluar fluida dingin: 85 °C

L2.12.3 Neraca Massa Heat Exchanger (HE-01)

Jika proses di unit HE ini tidak melibatkan perubahan massa yang terjadi hanya proses pertukaran panas tanpa ada perubahan fasa yang menyebabkan terjadinya perubahan massa sehingga tidak perlu dilakukan kalkulasi neraca massa.

L2.12.4 Neraca Energi Heat Exchanger (HE-01)

Temperatur aliran masuk = 30 °C

Temperatur aliran keluar = 85 °C

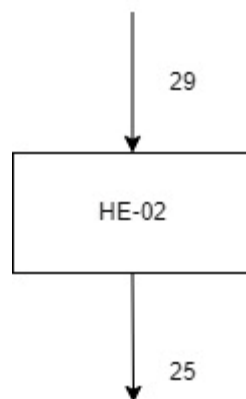
Tabel L2. 28 Panas Reaksi di Heater 01

Reaktan	Produk
---------	--------

	n terpakai (kmol/h)	ΔH_f^* (kJ/kmol)	ΔH_f (kJ/h)	n dihasilkan (kmol/h)	ΔH_f^* (kJ/kmol)	ΔH_f (kJ/h)
H ₂ O	18	377,48	228607,23	18	4512,39	2732724,85
ΔH_f reaktan			228607,23	ΔH_f produk 2732724,85		
ΔH_R (kJ/h)			-2504117.62			
Q reaksi (kJ/h)			2504117.62			

L2.13 Heat Exchanger (HE-02)

L2.13.1 Diagram Alir Proses



Gambar L2. 7 Skema Heater 02

L2.13.2 Spesifikasi Proses Pertukaran Panas

Temperatur masuk fluida panas: 120 °C

Temperatur keluar fluida panas: 110 °C

Temperatur masuk fluida dingin: 60 °C

Temperatur keluar fluida dingin: 102 °C

L2.13.3 Neraca Massa Heat Exchanger (HE-02)

Jika proses di unit HE ini tidak melibatkan perubahan massa yang terjadi hanya proses pertukaran panas tanpa ada perubahan fasa yang menyebabkan terjadinya perubahan massa sehingga tidak perlu dilakukan kalkulasi neraca massa.

L2.13.4 Neraca Energi Heat Exchanger (HE-02)

Temperatur aliran masuk = 60 °C

Temperatur aliran keluar = 102°C

Tabel L2. 29 Panas Reaksi di Heater 02

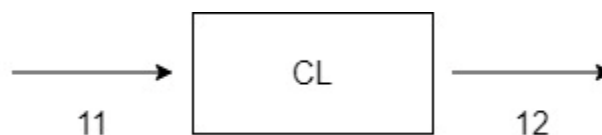
Reaktan				Produk		
	n (kmol/ h)	ΔH_f^* (kJ/kmol)	ΔH_f (kJ/h)	n (kmol/h)	ΔH_f^* (kJ/kmol)	ΔH_f (kJ/h)
N ₂	3,39	282,396	9406,61	3,39	282,396	9406,61
O ₂	11,18	201,739	18802,68	11,18	201,739	18802,68
ΔH_f reaktan			228209,29	ΔH_f produk		
ΔH_R (kJ/h)				0		
Q reaksi (kJ/h)				0		

Tabel L2. 30 Entalpi Masuk dan Keluar Di Heater 02

Komponen	Masuk			Keluar		
	n	H*	H	n	H*	H
N ₂	3,39	282,396	9406,61	3,39	282,396	9406,61
O ₂	11,18	201,739	18802,68	11,18	201,739	18802,68
Total Entalpi Masuk (H _{in})			228209,29	Total Entalpi Keluar (H _{out})		
				228209,29		

L2.14 Cooler (C-01)

L2.14.1 Diagram Alir Proses



Gambar L2. 8 Skema Cooler 01

L2.14.2 Spesifikasi Proses Pertukaran Panas

Temperatur masuk fluida panas: 95 °C

Temperatur keluar fluida panas: 60 °C

Temperatur masuk fluida dingin: 30 °C

Temperatur keluar fluida dingin: 50 °C

L2.14.3 Neraca Massa Cooler (C-01)

Jika proses di unit HE ini tidak melibatkan perubahan massa yang terjadi hanya proses pertukaran panas tanpa ada perubahan fasa yang menyebabkan terjadinya perubahan massa sehingga tidak perlu dilakukan kalkulasi neraca massa.

L2.14.4 Neraca Energi Cooler (C-01)

Temperatur aliran masuk = 30 °C

Temperatur aliran keluar = 85 °C

Tabel L2. 31 Panas Reaksi di Cooler

	Reaktan			Produk			
	n terpakai (kmol/h)	ΔH_f^* (kJ/kmol)	ΔH_f (kJ/h)	n dihasilkan (kmol/h)	ΔH_f^* (kJ/kmol)	ΔH_f (kJ/h)	
Pati	0.0065	293,55	1,90	0.0065	293,55	1,90	
H ₂ O	654,199	2634,56	1723526,51	638,648	2634,56	1682535,39	
Serat	14,821	293,55	4350,7	14,821	293,55	4350,7	
Abu	7,950	293,55	2333722	7,950	293,55	2333722	
Protein	1,107	293,55	324,95	1,107	293,55	324,95	
CaCl ₂	0,058	72251,41	4190,58	0,058	72251,41	4190,58	
HCl	0,0568	1018,12	57,82	0,0568	1018,12	57,82	
NaOH	0,062	513,17	31,81	0,0627	513,17	31,81	
NaCl	0,0000398	28270,2	1.125	0,000116	28270,2	3,279	
Dextrin	1,636	10349,86	16930,96	0,0818	10349,86	846,61	
Maltodextrin	-	-	-	0,000087	1018,125	0,088	
ΔH_f reaktan			4083137,84	ΔH_f produk			1841029,29
ΔH_R (kJ/h) -2242108,54							
Q reaksi (kJ/h) 2242108,54							

Tabel L2. 32 Entalpi Masuk dan Keluar di Cooler

Komponen	Masuk			Keluar		
	n	H*	H	n	H*	H
Pati	0.0065	293,55	1,90	0.0065	293,55	1,90

H ₂ O	654,199	2634,56	1723526,51	638,648	2634,56	1682535,39
Serat	14,821	293,55	4350,7	14,821	293,55	4350,7
Abu	7,950	293,55	2333722	7,950	293,55	2333722
Protein	1,107	293,55	324,95	1,107	293,55	324,95
CaCl ₂	0,058	72251,41	4190,58	0,058	72251,41	4190,58
HCl	0,0568	1018,12	57,82	0,0568	1018,12	57,82
NaOH	0,062	513,17	31,81	0,0627	513,17	31,81
NaCl	0,0000398	28270,2	1.125	0,000116	28270,2	3,279
Dextrin	1,636	10349,86	16930,96	0,0818	10349,86	846,61
Maltodextrin	-	-	-	0,000087	1018,125	0,088
Sub Total						
Total Entalpi Masuk (H _{in})			4083137,84	Total Entalpi Keluar (H _{out})		1841029,29

LAMPIRAN 3

UTILITAS

L3.1 Air Umpan Boiler

Kebutuhan air umpan boiler dihitung berdasarkan laju alir massa steam yang dibutuhkan pada produksi Maltodextrin. Pada pabrik ini steam dibutuhkan sebagai fluida panas pada beberapa unit yaitu *Multiple Effect Evaporator, Spray Dryer, Heater, Reaktor (RL-01 dan RS-01)*.

L3.1.1 Kebutuhan Steam untuk Reaktor RL-01

$$H_{in} + Q = H_{out}$$

$$7191.93 \text{ kJ/jam} + Q = 3502876.41 \text{ kJ/jam}$$

$$Q = 3495685 \text{ KJ/jam}$$

Dari hasil kalkulasi neraca energi diketahui *steam* yang digunakan sebagai media panas harus memberikan panas sebesar 3495685 kJ/jam. Maka massa *steam* yang dibutuhkan sebagai media pemanas untuk RL-01 adalah :

$$Q = m_{\text{steam}} (H_{\text{uap}} - H_{\text{cair}})$$

$$Q = m_{\text{steam}} (\Delta H_v)$$

$$M_{\text{steam}} = Q / \Delta H_v$$

$$M_{\text{steam}} = 3495685 / 2676$$

$$M_{\text{steam}} = 1306 \text{ Kg/jam}$$

Massa *steam* yang dibutuhkan sebagai media pemanas pada RL-01 sebesar 1306kg/jam.

L3.1.2 Kebutuhan Steam untuk Heater HE-01

$$H_{\text{in}} + Q = H_{\text{out}}$$

$$228607,23 \text{ kJ/jam} + Q = 2732724,85 \text{ kJ/jam}$$

$$Q = 2504117 \text{ KJ/jam}$$

Dari hasil kalkulasi neraca energi diketahui *steam* yang digunakan sebagai media panas harus memberikan panas sebesar 2504117 kJ/jam. Maka massa *steam* yang dibutuhkan sebagai media pemanas untuk RL-01 adalah :

$$Q = m_{\text{steam}} (H_{\text{uap}} - H_{\text{cair}})$$

$$Q = m_{\text{steam}} (\Delta H_v)$$

$$M_{\text{steam}} = Q / \Delta H_v$$

$$M_{\text{steam}} = 2504117 / 2676$$

$$M_{\text{steam}} = 935,76 \text{ Kg/jam}$$

Massa *steam* yang dibutuhkan sebagai media pemanas pada HE-01 sebesar 935,76 kg/jam.

L3.1.3 Total Kebutuhan Air Umpan Boiler

Tabel L3. 1 Total Kebutuhan Air Umpan Boiler

Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan Steam (kg/h)
Heater	HE-01	935,76
Reaktor	RL-01	1306
Heater	HE-02	3922,34
Heater	HE-03	7,017
Reaktor	RS-01	8290,66
Evaporator	789	3600
Total Air Umpan Boiler (kg/h)		18061,77

L3.2 Air Pendingin

Pada pabrik ini air dibutuhkan sebagai fluida dingin pada beberapa unit yaitu Cooler dan Reaktor (RL-01 dan RS-01). Kebutuhan media pendingin dihitung berdasarkan laju alir massa air pendingin yang dibutuhkan pada produksi maltodextrin. Pada pabrik ini air dibutuhkan sebagai fluida dingin pada unit cooler (C-01) dan reactor (RL-01 dan RS-01). Kondisi air pendingin yang digunakan 30 °C.

L3.2.1 Kebutuhan Air Pendingin untuk Reaktor RL-01

$$Q = H_{in} - H_r - H_{out}$$

$$Q = 7191,93 - (-4037022,03) - 3502876,41$$

$$Q = 541337,55 \text{ kJ/jam}$$

Dari hasil kalkulasi neraca energi diketahui air pendingin yang digunakan sebagai media pendingin harus menyerap panas sebesar 541337,55 kJ/jam. Maka massa air pendingin yang dibutuhkan sebagai media pendingin untuk RL-01 adalah :

$$Q = m_{air} \times C_p \times dT$$

$$M_{air} = Q / c_p \times dT$$

$$M_{air} = 541337,55 / 641,57$$

$$M_{\text{air}} = 843,76 \text{ kg/jam}$$

Massa air pendingin yang dibutuhkan sebagai media pendingin pada RL-01 sebesar 843,76 kg/jam.

L3.2.2 Kebutuhan Air Pendingin untuk Cooler C-01

$$H_{\text{in}} + Q = H_{\text{out}}$$

$$3334947,02 + Q = 1670983,23$$

$$Q = 1663963,79 \text{ kJ/jam}$$

Dari hasil kalkulasi neraca energi diketahui air pendingin yang digunakan sebagai media pendingin harus menyerap panas sebesar 1663963,79 kJ/jam. Maka massa air pendingin yang dibutuhkan sebagai media pendingin untuk CL-01 adalah :

$$Q = m_{\text{air}} \times C_p \times dT$$

$$Q = Q / c_p \times dT$$

$$M_{\text{air}} = Q / \Delta H$$

$$M_{\text{air}} = \frac{1663963,79 \text{ kg/jam}}{1505,78 \text{ KJ/mol}}$$

$$M_{\text{air}} = 1105,19 \text{ kmol/jam}$$

$$M_{\text{air}} = 1105,19 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{\text{air}} = 19893,58 \text{ kg/jam}$$

Massa air pendingin yang dibutuhkan sebagai media pendingin pada CL-01 sebesar 19893,58 kg/jam.

L3.2.3 Total Kebutuhan Air Pendingin

Tabel L3. 2 Total Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan Air Pendingin (kg/h)
Reaktor Liquifisikasi	RL-01	843,76
Cooler	CL-01	19893,58
Total Air Pendingin (kg/h)		20737,34

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan dan kehilangan panas di masing-masing alat, kebutuhan air pendingin dlebihkan 10%. Maka total

kebutuhan air pendingin sebesar 22811,07 kg/jam.

L3.3 Listrik

Kebutuhan listrik untuk Pabrik pembuatan Maltodextrin direncanakan untuk listrik perkantoran dan listrik proses dengan rincian berikut.

L3.3.1 Listrik Perkantoran

Kebutuhan listrik perkantoran dibutuhkan untuk memenuhi keperluan kondisi lingkungan pabrik yang menunjang proses industri tetap sesuai target, berikut merupakan rincian kebutuhan listrik perkantoran yang disesuaikan dengan luas area ruangan berdasarkan SNI 03-6197-2000 agar sesuai dengan keputusan Menteri Kesehatan No. 1405 tahun 2002, pencahayaan adalah jumlah penyinaran pada suatu bidang kerja yang diperlukan untuk melaksanakan kegiatan secara efektif. Kebutuhan listrik pada tabel berikut disesuaikan dengan asumsi luas ruangan yang digunakan.

Tabel L3. 3 Kebutuhan Listrik Perkantoran

Pemakaian Listrik	Luas (m ²)	Jumlah lampu	Daya (W)	Durasi (jam)	Total Pemakaian (kWH)
Penerangan kantor		20	36	12	8,64
Penerangan jalan dan area parkir		20	34	12	8,16
Laboratorium		5	36	24	4,32
Area proses, bahan baku, produk		40	36	24	34,56
Toilet		4	18	10	0,72
Klinik		4	36	24	3,456
Masjid		7	36	10	6,048
Bengkel		5	36	24	4,32
Kantin		7	36	24	6,048
Gudang		4	36	24	3,456

Pembangkit listrik dan utilitas	5	34	24	5,78
Pos satpam	1	18	24	0,432
Total Pemakaian (kWh)				85,94

L3.3.2 Listrik Proses

Kebutuhan listrik proses dibutuhkan untuk menunjang alat-alat proses yang menunjang proses industri tetap sesuai target, berikut merupakan rincian kebutuhan listrik proses.

Tabel L3. 4 Kebutuhan Listrik Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Mixer	M-01	3,0	2238
RATB Liquifikasi	RL-01	12,0	8952
RATB Sakarifikasi	RS-01	20,0	14920
Rotary Filter	RF-01	1,0	746
Ultrafiltration Membrane	F-01	15,0	11190
Kation Exchanger	CE-02	10,0	7460
Anion Exchanger	AE-03	10,0	7460
Evaporator-01	EV-01		0
Evaporator-02	EV-02		0
Spray Dryer	SD-01	10,0	7460
Pompa-1	P-01	0,5	373
Pompa-2	P-02	0,5	373
Pompa-3	P-03	0,5	373
Pompa-4	P-04	0,8	560
Pompa-5	P-05	1,5	1119
Pompa-6	P-06	0,5	373
Pompa-7	P-07	0,5	373
Pompa-8	P-08	0,5	373
Pompa-9	P-09	0,5	373
Pompa-10	P-10	0,5	373
Pompa-11	P-11	0,5	373
Pompa-12	P-12	0,5	373
Pompa-13	P-13	0,5	373
Pompa-14	P-14	0,5	373
Pompa-15	P-15	0,5	373

Heater-01	HE-01	5,0	3730
Heater-02	HE-02	5,0	3730
Cooler-01	CL-01	5,0	3730
Belt Conveyor-01	BC-01	0,2	149
Screw Conveyor-01	SC-01	0,4	330
Screw Conveyor-02	SC-02	0,6	474
Screw Conveyor-03	SC-03	0,3	229
Screw Conveyor-04	SC-04	0,3	229
Screw Conveyor-05	SC-05	0,4	314
Total		112,06	83599,74

L3.3.3 Total Kebutuhan Listrik untuk Produksi Maltodextrin

Total kebutuhan listrik untuk produksi maltodextrin mencakup kebutuhan listrik perkantoran dan listrik proses seperti pada tabel berikut :

Tabel L3. 5 Kebutuhan Listrik di Pabrik Maltodextrin

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	83,5997
	b. Utilitas	10,0670
2	a. Listrik Ac	15
	b. Listrik Penerangan	100
3	Laboratorium dan Bengkel	40
4	Instrumentasi	10
Total		258,6667

Kebutuhan listrik dilebihkan 20%, maka $(100 + 20)/100 \times 258,66 \text{ kWh} = 310,392 \text{ kWh}$.

L3.4 Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik pengolahan bijih besi ini yaitu LNG (*Liquified Natural Gas*) karena relatif bersih dan merupakan bahan bakar yang dianggap ideal karena tidak memerlukan persyaratan persiapan dan pencampuran dengan udara pembakaran yang terlalu rinci dalam proses pembakarannya (Samlawi, 2017). Gas alam yang disimpan dalam bentuk liquid disebut LNG. LNG berasal dari sumber tambang dan tidak berwarna.

Tabel L3. 6 Bahan Bakar yang Digunakan pada Produksi Maltodextrin

No.	Bahan Bakar	Low Heating Value	Fungsi	Lokasi Unit
1	Solar	19676	Bahan bakar <i>bobcat</i> , <i>dump truck</i> untuk angkut-muat bahan baku dan produk, serta kendaraan operasional perusahaan	Utilitas & Operasional

L3.4.1 Kebutuhan Bahan Bakar Boiler

Boiler digunakan untuk menghasilkan saturated steam. dimana jenis boiler yang digunakan adalah fire tube boiler. Berikut merupakan kalkulasi penentuan kebutuhan solar sebagai bahan bakar boiler.

- Menentukan kapasitas boiler
Total kebutuhan steam yang digunakan pada proses pemanas, pemekatan, dan pengeringan maltodextrin sebanyak 18061,77 kg/jam (39735,90 lb/jam). dan pabrik ini direncanakan akan menggunakan 1 unit boiler.
- Menghitung daya yang dibutuhkan untuk menguapkan air pada suhu 100°C pada tekanan 1 atm

$$\text{Brake Horse Power (BHP)} = \frac{M_s \times (h - h_f)}{C_f \times 34.5}$$

(sumber: Severn Handbook Hal.140)

Keterangan:

M_s = massa steam = 39735,90 lb/jam

h = entalpi saturated steam (164,95°C) = 888.05 Btu/lb

h_f = entalpi air umpan pada suhu 30°C = 54.06 Btu/lb

C_f = Panas laten penguapan air pada suhu 100°C = 970.3 Btu/lb

Brake Horse Power (BHP)

$$= \frac{39735,90 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \times (888,05 - 54,06) \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}}{970.3 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \times 34.5}$$

Brake Horse Power (BHP) = 989,96 Hp

- Menghitung *Heating Surface Boiler*

Diketahui *Heating Surface Boiler* setiap 1 Hp = 10 ft² (Severn hal 140)

Maka *Heating Surface Boiler* yang terpakai = $989,96 \text{ Hp} \times 10 \frac{\text{ft}^2}{\text{Hp}} = 9899,62 \text{ ft}^2$

- Menentukan Kebutuhan Air untuk Menghasilkan Saturated Steam

$$M_{\text{air}} = \frac{M_s \times (h - h_f)}{C_f}$$

$$M_{\text{air}} = \frac{39735,90 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \times (888.05 - 54.06) \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}}{970.3 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}}$$

$$M_{\text{air}} = 34153,71 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \text{ atau } 14524,41 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Densitas air pada suhu 30°C = 996 kg/m³

Jadi debit air (Q_a) = M_{air} / densitas air

$$= \frac{14524,41 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{996 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 14,58 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

- Menentukan Air untuk Make Up Boiler

Diasumsikan jumlah air untuk blow down dan hilang akibat pengupan sebesar 10%. Maka. jumlah air yang hilang (sebagai Make up boiler) adalah

Jumlah make up boiler = 10% x massa air

$$= 10\% \times 14524,41 \text{ kg/jam}$$

$$= 1452,44 \text{ kg/jam}$$

$$= \frac{14524,44 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{996 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 1,45 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

- Menentukan Kebutuhan Bahan Bakar

Diasumsikan efisiensi pembakaran (η) = 80%

$$\text{Jumlah bahan bakar yang digunakan} = \frac{M_s \times (h - h_f)}{\eta \times H_v}$$

Keterangan:

M_s = massa steam = 39735,90 lb/jam

h = entalpi saturated steam (164.95°C) = 888.05 Btu/lb

h_f = entalpi air umpan pada suhu 30°C = 54.06 Btu/lb

η = asumsi efisiensi pembakaran 80%

Hv = Heating value solar = 19.200 Btu/lb

Kebutuhan bahan bakar solar

$$\begin{aligned} &= \frac{39735,90 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \times (888.05 - 54.06) \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}}{80\% \times 19.200 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}} = 2030,59 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \\ &= 922,99 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \\ &= \frac{922,99 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}}}{850 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 26,06 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}} \end{aligned}$$

L3.4.2 Kebutuhan Bahan Bakar untuk Generator Listrik

Generator listrik digunakan untuk menjamin kontinuitas proses produksi dari segala kemungkinan padamnya listrik dari pusat untuk menjaga kinerja perusahaan agar tidak mengharuskan pemberhentian proses yang kontinyu. Perusahaan menyediakan sebuah generator yang dilengkapi dengan UPS (*Uninterruptible Power Supply*) yang akan mengaktifkan kerja generator dalam waktu 7 detik setelah terjadi pemadaman listrik.

Dalam 1 hari diasumsikan terjadi pemadaman listrik selama 2 jam proses produksi berlangsung. Asumsi tersebut berdasarkan pada kondisi lokasi pabrik Maltodextrin yang berada di kawasan industri yakni di Lebak, sehingga kebutuhan listrik terpenuhi. Kondisi daerah setempat juga jarang mengalami pemadaman listrik. Dengan pertimbangan atas keadaan tersebut, akan digunakan generator untuk mengaktifkan kembali penggunaan dasar dari daya.

Diperkirakan kebutuhan listrik tak terduga sebesar 20%. maka:

Total daya listrik yang dibutuhkan = 385,99 kWh

Over design 20% = 385,99 kWh + (385,99 kWh $\times$ 20%)

= 463,18 kWh

total daya listrik yang dibutuhkan = $\frac{463,18 \text{ kWh}}{24 \text{ jam} \times 1 \text{ hari}} = 19,29 \text{ kWh}$

Untuk menjamin kontinuitas produksi dan kinerja perusahaan digunakan 1 unit generator, yang dilengkapi dengan Uninterrupted Power System (UPS) yang akan menjalankan generator 7 detik setelah pemadaman terjadi dengan efisiensi pembakaran solar pada generator 80%.

Jenis : Diesel

Bahan bakar : Solar 100%

Kapasitas : 1100 kW

$$m_{solar} = \frac{Kebutuhan\ listrik}{h \times Hv}$$

Dimana:

Hv = Heating Value solar = 19676 Btu/lb

h = efisiensi pembakaran

$$m_{solar} = 19,29 \times \frac{1000\text{ w}}{1\text{ kW}} \times \frac{1}{19676\text{ Btu/lb}} \times \frac{3.413\text{ Btu/jam}}{1\text{ W}} \\ \times \frac{0.45359\text{ kg}}{1\text{ lb}} \times \frac{1}{0.80}$$

$$m_{solar} = 225 \frac{kg}{hari}$$

$$Kebutuhan\ solar\ per\ hari = \frac{225 \frac{kg}{hari}}{850 \frac{kg}{m^3}} = 0.26 \frac{m^3}{hari}$$

L3.4.3 Kebutuhan Bahan Bakar untuk Kendaraan Operasional

Kendaraan operasional pabrik Maltodextrin terdiri atas Truk untuk mengangkut produk hasil produksi, kendaraan operasional kantor. Kendaraan operasional terdiri dari 1 truk, 5 mobil operasional, seluruh kendaraan operasional menggunakan bahan bakar solar. Kebutuhan bahan bakar untuk kendaraan operasional dapat dilihat pada Tabel L3. 8

Tabel L3. 7 Kebutuhan Bahan Bakar untuk Kendaraan Operasional

Jenis Kendaraan	Jenis bahan bakar	Jumlah	Kebutuhan bahan
-----------------	-------------------------	--------	--------------------

			bakar (m³/hari)
Bus	Solar	2	0,08
Truk	Solar	4	0,08
Forklif	Solar	3	0,08
Ambulance	Solar	1	0,04
Total kebutuhan bahan bakar untuk kendaraan			0.28

L3.4.4 Total Kebutuhan Bahan Bakar untuk Produksi Maltodextrin

Tabel L3. 8 Total Kebutuhan Bahan Bakar Pabrik Maltodextrin

Jenis Kebutuhan	Jenis Bahan Bakar	Kebutuhan Bahan Bakar
Generator Diesel	Solar	0.26 m ³ /hari
Boiler	Solar	26,06 m ³ /hari
Kendaraan	Solar	0.28 m ³ /hari
Total		26,60

L3.5 Udara

L3.5.1 Kebutuhan Udara Pendingin untuk Cooling Tower

Laju alir massa bahan masuk = 7910,25 kg/jam

Data Air di Menara Pendingin Jumlah Cooling Tower = 2 unit

Dikarenakan ada 1 unit cooling tower. maka = $\frac{7910,25 \text{ kg/jam}}{2}$
= 3955,12 kg/jam
= 3559,61 lb/jam

Densitas air pada suhu 27°C = 1024.7 kg/m³

T air masuk (T₁) = 45°C = 113°F

T air keluar (T₂) = 27°C = 80°F

- Laju alir volumetrik air yang masuk menara pendingin (Wc)

Wc = laju alir bahan masuk/densitas air
= 3955,12 kg/jam / 1024.7 kg/m³

$$= 3,85 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 16,98 \text{ galon/menit}$$

- Menghitung jumlah air *make up water* (W_m)

$$W_m = W_e + W_b + W_d \text{ (Green \& Perry. 1997) (Pers. 12-9)}$$

- Menghitung jumlah air yang menguap (W_e):

$$W_e = 0.0085 \times W_c \times (T_1 - T_2) \text{ (Green \& Perry. 1997) (Pers 12-10)}$$

$$= 0.0085 \times 16,98 \text{ galon/menit} \times (113^\circ\text{F} - 80^\circ\text{F})$$

$$= 2,45 \text{ gpm}$$

- Menghitung jumlah *blow down* dalam air (W_b):

$$W_b = \frac{W_e}{\text{siklus} - 1}; \text{ siklus} = 3 - 5 \text{ (diambil siklus} = 4)$$

$$= \frac{2,45 \text{ gpm}}{4 - 1}$$

$$= 0,81 \text{ gpm}$$

- Menghitung *drift loss* (W_d)

$$W_d = 0.1 \text{ s/d } 0.2 \% W_c. \text{ (diambil } 0.15 \% W_c)$$

$$= 0.15\% \times 16,98 \text{ gpm}$$

$$= 0,02 \text{ gpm}$$

Maka jumlah air *make up*

water adalah :

$$W_m = W_e + W_b + W_d$$

$$= (2,45 \text{ gpm} + 0,81 \text{ gpm} + 0,02 \text{ gpm})$$

$$= 3,28 \text{ gpm}$$

$$= 3,28 \text{ gpm} \times \frac{0.277 \text{ m}^3/\text{jam}}{1 \text{ gpm}}$$

$$= 0,91 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1.024.7 \text{ kg/m}^3$$

$$= 931,91 \text{ kg/jam}$$

Maka. air untuk *make up cooling tower* sebesar 931,91 kg/jam.

- Menara Pendingin (*Cooling Tower*)

- Jenis menara pendingin : *Induced-draft cooling tower*

- Tinggi Menara Pendingin (*Cooling Tower*) Approach

$$\text{Temperature} = T_{\text{cold water}} - T_{\text{wet bulb}}$$

$$= (80 - 73.6) ^\circ\text{F}$$

$$= 6.4 ^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{in udara}} = 30 ^\circ\text{C} \quad T_{\text{in air}} = 45 ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{out udara}} = 50 ^\circ\text{C} \quad T_{\text{out air}} = 27 ^\circ\text{C}$$

$$Q_{\text{udara}} = Q_{\text{pendingin}}$$

$$m_{\text{udara}} \times C_{p\text{udara}} \times dT = m_{\text{air}} \times C_{p\text{air}} \times dT$$

$$m_{\text{udara}} \times 1 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} \times (50-30)^\circ\text{C} = 168.422.52 \text{ kg} \times 4.2 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} \times (45-27)^\circ\text{C}$$

$$m_{\text{udara}} = 636.637.1 \text{ kg/jam}$$

LAMPIRAN 4

PERANCANGAN ALAT PROSES DAN UTILITAS

L4.1 Silo (SL-01)

Salah satu alat yang digunakan untuk menyimpan bahan pada proses produksi Maltodekstrin adalah silo. Alat ini berfungsi untuk menyimpan bahan berbentuk padatan, granula, ataupun serbuk (*powder*). Satu dari beberapa silo yang digunakan adalah silo dengan spesifikasi sebagai berikut.

Kode alat : SL-01

Fungsi : Sebagai tempat menyimpan Onggok

Bentuk : Silo dengan tutup atas datar dan tutup bawah berbentuk kerucut terpancung

Bahan : *Stainless Steel SA-283 Grade C (Brownell and Young hlm. 342)*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Massa bahan (m) = 390,9 kg/jam

Tekanan = 1,01 bar = 1 atm

Temperatur = 30 °C = 303 K

L4.1.1 Menentukan Diameter Silo

Asumsi H : 1D

Volume head : $\pi D^3 / 24 \tan 45^\circ$

Vol silinder : $1/4 \pi D^2 H$

$1/4 \pi D^2 (D)$

$1/4 \pi D^3$

0,25 D³

Volume silo : Volume silinder + volume head

$1/4 \pi D^3 + \pi D^3 / 24 \tan 45^\circ$

0,2916 D³

Tabel L4. 1 Neraca Massa Silo

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (kg/7 hari)	Xi	ρ (kg/L)	$\rho \cdot Xi$	V (L/jam)	V (L/7 hr)
Onggok	390,9	65666,16	0,86	0,8400	0,722	465,32	78173,77
H2O	63,63	10689,84	0,14	1,02301997	0,143222796	62,19	10449,29
total	454,5	76356	1	1,8630	0,866	527,51	88623,06

ρ padatan :	0,7224	kg/L	45,0971	lb/ft ³		
Volume bahan :	78173,77	L/7 hari	78,1738	m ³ /7 hari =	2760,58	ft ³ /7 hari
Volume perancangan :	93808,52	L/7 hari	93,80	m ³ /7 hari =	3312,69	ft ³ /7 hari

Dari rumus volume Silo, maka :

$$D = \sqrt[3]{0,2196 \times 93,80}$$

$$= 3,01 \text{ m}$$

$$= 9,885 \text{ ft}$$

$$= 118,62 \text{ in}$$

L4.1.2 Menentukan Tebal Shell

Berdasarkan buku Brownell and Young, page 254 rumus perhitungan Tebal Shell :

Dimana :

ts : Tebal Shell, in

r : Jari-jari, in

f : Tegangan yang diijinkan, psi

E : Efisiensi pengelasan (E = 0,85)

P : Tekanan, psi

C : Faktor Koreksi (C = 0,125)

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$r = 59,311 \text{ in}$$

$$E = 0,800$$

$$C = 0,125$$

$$ts = 0,2112 \text{ in}$$

Dari tabel (Brownell, page : 88) tentang tebal shell,dipilih:

ts standart : 1/4 in

Lebar Silo = ts standart + D

$$= 0,25 + 118,62$$

$$= 118,87 \text{ in}$$

$$= 3,01 \text{ m}$$

L4.1.3 Menentukan Tebal Head

Berdasarkan buku Brownell and Young, page 188 rumus perhitungan Tebal Shell :

$$P_{silo} = 14,69 \text{ psi}$$

$$D = 118,62 \text{ in}$$

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,800$$

$$C = 0,125$$

$$t_h = 0,2245$$

Dari tabel (Brownell and Young, page : 90) tentang tebal head,dipilih:

Th standard = 1/4

L4.1.4 Menentukan Tinggi Silo

Dari Brownell tabel 5.6 hal 88 untuk :

Tebal head : 0,25 in

sf : 1,5 – 2,5

Diambil nilai sf sebesar : 1,5

Tinggi tutup bawah bottom (hb) = b + sf + th

$$b = \frac{0,5x D}{0,57}$$

$$= \frac{0,5x 3,01}{0,57} = 2,60 \text{ m} = 102,73 \text{ in}$$

$$H_b = 102,73 + 1,5 + 0,25 = 104,48 \text{ in} = 2,65 \text{ m}$$

Tinggi Silo = hb + D

$$= 2,65 + 3,01$$

$$= 5,66 \text{ m}$$

Perhitungan yang sama dilakukan pada silo untuk menyimpan maltodekstrin yang spesifikasinya terdapat pada Bab 4 Spesifikasi Alat

L4.2 Bin Hooper (HB – 01)

Kode alat : HB-01

Fungsi : Sebagai tempat menyimpan enzim α -amilase

Bahan : *Stainless Steel SA-283 Grade C (Brownell and Young hlm. 342)*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Massa bahan (m) = 0,15 kg/jam

Tekanan = 1,01 bar = 1 atm

Temperatur = 30 °C = 303 K

L4.2.1 Menentukan Dimensi Bin

Berdasarkan parameter, $H = (2 - 5)D$ dan $B = 0,1D$

Dipilih :

$$H = 2D$$

$$\Theta = 25^\circ$$

Sehingga

$$h = \frac{1}{2} B \times \cotan \Theta$$

$$= 0,5958D$$

$$h' = \frac{1}{2} B \times \cotan \Theta$$

$$= 0,05958D$$

Volume bin = Volume Shell + Volume Cone

$$= 1,668 D^3$$

$$1,668 D^3 = 0,130 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{0,13}{1,668}} = 0,42 \text{ m} = 16,82 \text{ in}$$

$$H = D \times H \text{ awal}$$

$$= 0,42 \times 2 = 0,85 \text{ m} = 2,80 \text{ ft}$$

$$h = D \times h \text{ awal}$$

$$= 0,42 \times 0,5958 = 0,25 \text{ m}$$

$$h' = D \times h' \text{ awal}$$

$$= 0,42 \times 0,059 = 0,025 \text{ m}$$

$$B = 0,1 \times D$$

$$= 0,1 \times 0,42 = 0,42 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total} = H + h + h'$$

$$= 0,85 + 0,25 + 0,025$$

$$= 1,13 \text{ m}$$

$$P \text{ operasi} = 14,69 \text{ psia}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times 9,81 \times \text{tinggi total}$$

$$= 1040 \times 9,81 \times 1,13$$

$$= 11577,19 \text{ Pa} = 1,67 \text{ psia}$$

$$P \text{ total} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}$$

$$= 14,69 + 1,67$$

$$= 16,36 \text{ psia}$$

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$P \text{ design} = P \text{ total} + \text{Overdesign} \times P \text{ total}$$

$$= 16,36 + 0,2 \times 16,36$$

$$= 19,64 \text{ psia} = 4,93 \text{ psig}$$

L4.2.2 Menentukan Tebal Dinding

$$t = \frac{P \cdot R}{0,9s - 0,6P} + c$$

Dimana :

$$t = \text{tebal shell, in}$$

$$P = \text{tekanan desain, psig}$$

$$= 1,2 \quad P \text{ operasi}$$

$$R = \text{jari-jari shell, in}$$

$$s = \text{allowable tensile stress, psia}$$

$$= 12650 \text{ psia}$$

$$c = \text{corrosion allowance, in}$$

$$= 0,08 \text{ in}$$

$$t = \frac{4,95 \times \left(\frac{16,82}{2}\right)}{0,9 \times 12650 - 0,6 \times 4,95} + 0,08$$

$$= 0,087 \text{ in}$$

$$\text{Diambil tebal standar} = 3/16 \text{ in}$$

$$= 0,47 \text{ cm}$$

L4.2.3 Menghitung Tebal Konis

$$t_{min} = \frac{P D}{2 \cos \emptyset (S E - 0,6 P)} + c$$

Dimana :

t = tebal konis, in

P = tekanan design, psia

= 7,7307 psig

D = diameter bin, in

= 40,0177 in

$\emptyset$ = sudut konis hopper, degree

= 50 o

s = allowable tensile stress, psia

= 12650 psia

E = welded efficiency

= 0,8

c = corrosion allowance, in

= 0,08 in

$$t_{\text{konis}} = \frac{4,95 \times 16,82}{2 \cos 50^\circ \times 12650 \times 0,8 - 0,6 \times 4,85} + 0,08$$

$$= 0,084 \text{ in}$$

Diambil tebal standar = 3/16 in

= 0,47 cm

Perhitungan yang sama dilakukan pada Hooper untuk menyimpan CaCl_2 yang spesifikasinya terdapat pada Bab 4 Spesifikasi Alat

L4.3 Mixer (MX-101)

Fungsi : Mencampur pati, air, CaCl_2

Jenis : Silinder tegak tangka berpengaduk

Bahan : Carbon steel

Pengaduk : Six blade

Waktu pengadukan : 15 menit

Densitas campuran = $1380,93 \text{ kg/m}^3 = 86,209 \text{ lb/ft}^3$

Menghitung Laju Alir Volumetrik

Waktu tinggal = 60 menit

$$\begin{aligned}V_o &= \frac{\text{laju alir bahan}}{\text{densitas bahan}} \\&= \frac{454,98}{1380,93} \\&= 0,32 \text{ m}^3/\text{jam} = 11,63 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Overdesaign = 20%

$$\begin{aligned}V \text{ desain} &= 1,2 \times V_o \\&= 1,2 \times 0,32 \\&= 0,39 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki

Untuk ukuran dimensi tangki yang kecil digunakan persamaan optimum untuk diameter terhadap tinggi adalah sebagai berikut:

$$D = H \quad (\text{Hal. 43, Brownell})$$

Dari persamaan 3-1 Brownell diperoleh :

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 (H)$$

Sehingga diperoleh persamaan :

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 V t}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,39}{3,14}}$$

$$= 0,79 \text{ m} = 2,60 \text{ ft} = 31,32 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}D \text{ overdesign} &= 0,79 \times 1,2 \\&= 0,95 \text{ m}\end{aligned}$$

Diambil diameter standar = 0,91 m = 36 in (brownell & young)

$$H = D$$

$$= 0,79 \text{ m} = 2,60 \text{ ft} = 31,32 \text{ in}$$

$$\text{Diambil H standar} = 0,91 \text{ m} = 3 \text{ ft} = 36 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume sebenarnya } \frac{1}{4} \pi \times 0,91^2 (0,91) \\ = 0,60 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung Tinggi Larutan Dalam Shell dan Tinggi Shell

V bottom	$= 0,000076 \times ID^2$	V head	$= 0,000049 \times ID^3$
	$= 0,000076 \times 0,91^2$		$= 0,000049 \times 0,91^3$
	$= 5,81508\text{E-}05 \text{ m}^3$		$= 3,7492\text{E-}05 \text{ m}^3$
	$= 3,54 \text{ in}^3$		$= 2,28 \text{ in}^3$

Menghitung tinggi larutan dalam shell

Volume larutan dalam tangka

$$VL = 0,32 \text{ m}^3$$

Volume larutan dalam shell

$$\begin{aligned} Vis &= VL - V \text{ bottom} \\ &= 0,32 - 5,81508\text{E-}05 \\ &= 0,32 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Luas penampang tangki

$$\begin{aligned} A &= \frac{\pi}{4} \times ID^2 \\ &= \frac{3,14}{4} \times 0,91^2 \\ &= 0,65 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Tinggi larutan dalam shell

$$\begin{aligned} His &= \frac{Vis}{A} \\ &= \frac{0,32}{0,65} \\ &= 0,50 \text{ m} = 1,64 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \frac{\rho \times (h-1)}{144} \\ &= \frac{86,20 \times (1,64-1)}{144} \\ &= 0,38 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ abs} &= P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik} \\ &= 15 + 0,38 \\ &= 15,38 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja absolut (Coulson, 1988:637). Tekanan desain yang dipilih 10 % di atasnya (Rules of thumb. Walas,1988:xviii)

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{abs}} \\ &= 1,1 \times 15,38 \\ &= 16,92 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Dinding Shell

$$t_s = \frac{P r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + C$$

Dimana :

t_s = tebal shell

r_i = jari-jari shell = $D/2$
= 5 ft = 60 in

f = allowable stresses untuk bahan konstruksi carbon steel SA 283 grade C 12650 psi (tabel 13.1 brownell, 1959 :251)

E = joint efisiensi tipe single-butt weld dengan backing stripe 0,8 (tabel 13.2 Brownell, 1959 :254)

C = Corrosion allowance 0,125 in / 10 tahun (Tabel 6, timmerhaus, 1991 : 542)

P = Tekanan desain 17,15330176 psi

Sehingga:

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{16,92 \times 18}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 16,92} + 0,125 \\ &= 0,155 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil t_s standar = 0,187 in

Standarisasi OD

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2t_s \\ &= 36 + 2 \times 0,155 \\ &= 36,31 \text{ in} = 3,02 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perancangan Head Tangki

Bentuk : Torispherical Flanged dan Dished Head

Alasan pemilihan : Sesuai untuk vertikal bertekanan rendah 15-200 psi

Data tabel 5, 7, hal 90 ; brownell, 1959, untuk

OD = 38 in

Inside corner radius, icr = 2,375 in

Jari-jari crown, rc = 36 in

Menentukan tebal head

$$th = \frac{P \times rc \times w}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Dimana :

th = tebal head, in

f = allowable stresses untuk bahan konstruksi carbon steel SA 283 grade C 12650 psi (tabel 13.1 brownell, 1959 : 251)

E = joint efisiensi tipe single-butt weld dengan backing stripe 80% (tabel 13.2 brownell, 1959 : 254)

C = Corrosion allowance 0,125 in/10 tahun (tabel 6, timmerhaus, 1991 : 542)

P = tekanan desain 17,15330176 psi

Dimana :

$$W = 1/4 \left(3 + \sqrt{rc/icr} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$W = 1/4 \left(3 + \sqrt{36/2,37} \right)$$

$$= 1,72 \text{ in}$$

$$th = \frac{16,92 \times 36 \times 1,72}{2 \times 12650 \times 0,8 - 0,2 \times 16,92} + 0,125$$

$$= 0,176 \text{ in}$$

Diambil th standar = 3/16 in

Menentukan tinggi head

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

(Brownell and Young, 1959)

$$b = 36 - \sqrt{(36 - 2,37)^2 - \left(\frac{38}{2} - 36\right)^2}$$

$$= 6,22 \text{ in}$$

Dari table 5.6 hal 88 Brownell and Young, untuk $t_h = 3/16$ in Panjang $s_f = 1,5 - 2$

$$S_f = 2 \text{ in}$$

$$O_A = b + s_f + t_h$$

$$= 6,22 + 2 + 0,176$$

$$= 8,40 \text{ in} = 0,70 \text{ ft} = 0,21 \text{ m}$$

$$H_t = H_f + 2 \times O_A$$

$$= 3 + 2 \times 0,70$$

$$= 4,40 \text{ ft} = 1,34 \text{ m}$$

Dimensi Pengaduk

Diameter tangka = 3 ft

Digunakan impeler dengan jenis : marine propeller dengan geometri (table 3.4-1. Genkoplis, 1993:144)

$$D_a = \frac{1}{3} D_t$$

$$D_a = \frac{1}{3} 3$$

$$= 1 \text{ ft} = 0,30 \text{ m}$$

Menentukan Tebal (w_i) dan lebar (L) pengaduk

$$w_i = 0,2 D_a$$

$$w_i = 0,2 \times 0,30$$

$$= 0,2 \text{ ft} = 0,06 \text{ m}$$

$$L = \frac{D_a}{4}$$

$$L = \frac{0,30}{4} = 0,25 \text{ ft} = 0,076 \text{ m}$$

Tinggi Pengaduk

$$\begin{aligned}\text{Tinggi} &= \frac{1}{3} \times Dt \\ &= \frac{1}{3} \times 3 \\ &= 1 \text{ ft} = 0,30 \text{ m}\end{aligned}$$

Lebar Buffel

$$\begin{aligned}W_b &= \frac{1}{10} Dt \\ &= \frac{1}{10} \times 3 \\ &= 0,3 \text{ ft} = 0,09 \text{ m}\end{aligned}$$

Lebar Pengaduk

$$\begin{aligned}W &= \frac{1}{5} Da \\ &= \frac{1}{10} 0,30 \\ &= 0,2 = 0,06 \text{ m}\end{aligned}$$

$$D_d = \frac{2}{3} Da = 0,66 \text{ ft} = 0,20 \text{ m}$$

Menghitung Daya

$$\begin{aligned}\text{Tinggi cairan} &= OA + H \\ &= 0,70 + 1,64 \\ &= 2,34 \text{ ft} = 0,71 \text{ m}\end{aligned}$$

WELH (Water Equivalent Liquid Height)

WELH = tinggi cairan x Spesifik Gravity

$$= 0,71 \times 1,388$$

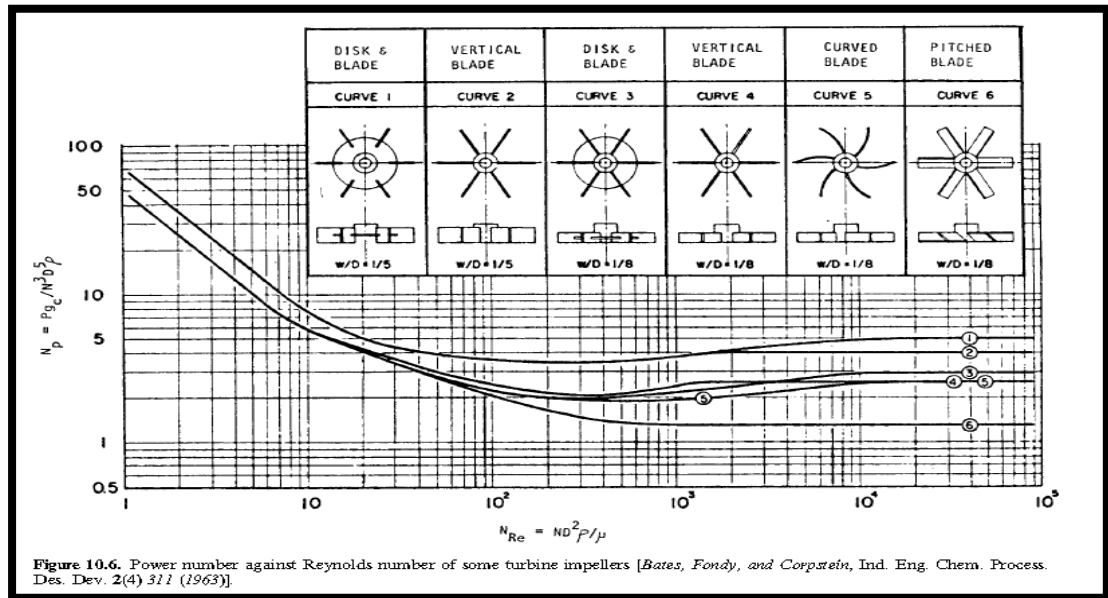
$$= 1,388 \text{ m}$$

$$N = \frac{600}{\pi Da} \sqrt{\frac{WELH}{2Da}}$$

$$N = 799,65 \text{ rpm} = 13,32 \text{ rps}$$

$$N_{re} = \frac{\rho_{mix} D^2 N}{\mu_{mix}}$$

$$= 399,110$$



Gambar L4. 1 Grafik Reynold number

Berdasarkan grafik diatas, didapatkan $N_p = 3,5$, maka

$$P = N P \rho_{mix} N^3 D a^5$$

$$P = 3,5 \times 1380,93 \times 13,32^3 \times 0,30^5$$

$$= 936,75 \text{ J/s} = 1,25 \text{ Hp}$$

Daya hilang (gland loss) = 10% (M.V. Joshi, gland loss 10% dari daya teoritis)

$$\text{Daya input} = 1,25 \times 1,1$$

$$= 1,38 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi} = 80\%$$

$$\text{Daya total} = 1,38 \times 0,8$$

$$= 1,104 \text{ Hp}$$

$$\text{Diambil standard} = 3 \text{ Hp}$$

L4.4 Rotary Drum Filter (RDF-301)

Fungsi : Memisahkan residu dari filtrat

Bahan : Stainless steel

Jumlah : 1

Laju alir : 1267,47 kg/jam

Perancangan Dimensi

Kadar padatan slurry dalam umpan = 88,86

Densitas filtrat = $1308,218 \text{ kg/m}^3 = 81,669 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas filtrat = 41,056 cp

Densitas padatan = $1403,203 \text{ kg/m}^3 = 87,599 \text{ lb/ft}^3$

$$\varepsilon = \frac{\text{laju alir filtrat}}{\text{densitas filtrat}}$$

$$= 0,6969$$

$$\Phi_p = \left(\frac{1}{10}\right)^{1,821 \times (1-\varepsilon)}$$

$$= \left(\frac{1}{10}\right)^{1,821 \times (1-0,6969)}$$

$$= 0,0045$$

μ air = 0,815 cp

μ campuran = 41,05 cp

$$\text{Rate volume padatan} = \frac{\text{padatan}}{\rho}$$

$$= \frac{78,35}{6000}$$

$$= 0,013 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Rate volume cairan = 0,822 m³/hari

Rate volume slurry = rate volume padatan + rate volume cairan

$$= 0,013 + 0,822$$

$$= 0,83 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Menghitung Konsentrasi

$$\text{Konsentrasi padatan} = \frac{\text{rate volume padatan}}{\text{rate volume slurry}}$$

$$= \frac{0,01}{0,83}$$

$$= 0,015$$

$$\text{Konsentrasi cairan} = \frac{\text{rate volume cairan}}{\text{rate volume slurry}}$$

$$= \frac{0,822}{0,835}$$

$$= 0,984$$

Menghitung Dimensi Rotary

$$\text{Massa slury} = \frac{\text{wet cake}}{\text{dry cake}}$$

$$= \frac{128,14}{78,35}$$

$$= 1,63$$

$$C_s = \frac{\rho_{\text{air}} \times C_x}{1 - m \times C_x}$$

$$= \frac{1266,788 \times 0,015}{1 - 1,63 \times 0,015}$$

$$= 20,321 \text{ kg solid/m}^3 \text{ filtrat}$$

$$\text{Filter cycle (tc)} = 250 \text{ s}$$

$$\frac{V}{tc} = 1,6299 \cdot \frac{C_x}{C_s}$$

$$\frac{V}{tc} = 1,6299 \times \frac{0,015}{20,32}$$

$$= 0,00125 \text{ m}^3 \text{ filtrat/s}$$

$$\text{Fraksi drum tercelup} = 33\%$$

$$\text{Asumsi, } \Delta p = 90 \text{ kPa} = 90000 \text{ Pa}$$

$$\alpha = 4,37 \times 10^9 \times \Delta P^{0,3}$$

$$= 4,37 \times 10^9 \times 90000^{0,3}$$

$$= 1,33 \times 10^{11} \text{ m/kg}$$

$$\frac{V}{A \cdot t_c} = \left(\frac{2 \cdot f \cdot (\Delta p)}{16 \cdot \mu \cdot \alpha \cdot C_s} \right)^{1/2}$$

$$\frac{0,00125}{A} = \left(\frac{2 \times 0,33 \times 90000}{250 \times 41,05 \times 1,33 \times 10^{11} \times 20,32} \right)^{1/2}$$

$$A = 5,83 \text{ m}^2 = 62,75 \text{ ft}^2$$

Menentukan Diameter Rotary

$$A = \pi \times 2 \times D^2$$

$$D^2 = \frac{5,83}{2 \times 3,14}$$

$$= 9,1531$$

$$D = 3,02 \text{ m}$$

Power yang dibutuhkan

$$\text{Daya} = 0,005 \times 62,75$$

$$= 0,313 \text{ Hp}$$

L4.5 Membran Ultrafiltrasi (UF-301)

Fungsi : Memisahkan maltodekstrin dari mineral – mineral lain

Bahan : Carbon Steel Plate SA-285 Grade C

Temperature : 30°C

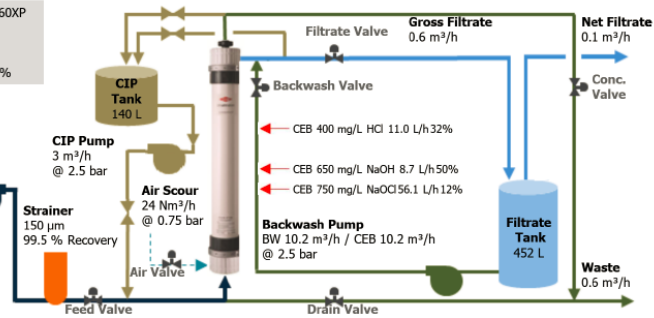
Perhitungan membrane ultrafiltrasi menggunakan aplikasi WAVE SOLUTION

UF Summary Report

Module: IntegraFlux SFP-2860XP
Total UF Trains: 1
UF Modules: 1 x 2 = 2
Operating Flux: 7 LMH
UF System Recovery: 13.9%

Feed Water
Average Feed Flow: 0.7 m³/h
Type: Waste Water
TSS: 10.0 mg/L
TOC: 0.0 mg/L
Turbidity: 20.0 NTU

Feed Pump
Max 3.5 m³/h
@ 3.4 bar



UF System Overview

Module Type	IntegraFlux SFP-2860XP		
# Trains	Online = 1	Standby =	0
		Redundant =	0
# Modules	Per Train = 2	Total =	2
System Flow Rate (m³/h)	Gross Feed = 0.7	Net Product =	0.1
Train Flow Rate (m³/h)	Gross Feed = 0.7	Net Product =	0.1
UF System Recovery (%)	13.86		
TMP (bar)	0.04 @ 10.0 °C		
Utility Water	Forward Flush: Pretreated water	Backwash:	UF filtrate water
	CEB Water Source: UF filtrate water	CIP Water Source:	UF filtrate water

UF Operating Conditions

	Duration	Interval	Flux/Flow
Filtration:	20.0 min	23.6 min	-
Instantaneous			
1 Online Trains			7 LMH
1 Total Trains			7 LMH
Average			5 LMH
Net			0.99 LMH
Backwash	3.6 min	23.6 min	100 LMH
Acid CEB	16.3 min	36 h	100 LMH
Alkali CEB	16.3 min	12 h	100 LMH
CIP	312.3 min	30 d	1.50 m³/h

UF Water Quality

Stream Name	Stream 1		
Water Type	Waste Water (10.0 - 40.0 °C)		
	Feed	Expected UF Product Water Quality	
Temperature (°C)	30.0	30.0	
Turbidity (NTU)	20.0	≤ 0.1	
TSS (mg/L)	10.0	-	
pH	7.0	7.0	

L4.6 Heat Exchanger (HE-101)

Fungsi : Memanaskan air dari utilitas ke Mixer

P operasi : 1 atm = 14,69 psi

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Menentukan Suhu Fluida

Fluida Dingin

$t_1 = 30^\circ\text{C} = 303,15\text{ K} = 86^\circ\text{F}$

$t_2 = 60^\circ\text{C} = 333,15\text{ K} = 140^\circ\text{F}$

$t_{\text{avg}} = 45^\circ\text{C} = 318,15\text{ K} = 113^\circ\text{F}$

Fluida Panas

$T_1 = 120^\circ\text{C} = 393,15\text{ K} = 248^\circ\text{F}$

$T_2 = 110^\circ\text{C} = 383,15\text{ K} = 230^\circ\text{F}$

$T_{\text{avg}} = 115^\circ\text{C} = 388,15\text{ K} = 239^\circ\text{F}$

Input

Komponen	BM	H (kJ/kg)	
	kg/kmol	H1	$\Delta H1$
H2O	18	125.79	1.37E+06

(Geankopolis, 857)

Output

Komponen	BM	H (kJ/kg)	
	kg/kmol	H2	$\Delta H2$
H2O	18	355.9000	3879619.8424

(Geankopolis, 857)

Menghitung Jumlah Steam yang Digunakan

$Q_{\text{Steam}} = Q_{\text{output}} - Q_{\text{input}}$

$= 288307,26 - 1,02\text{E}+05$

$$= 186407,37 \text{ Kj/jam} = 176680,07 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{NHV} = 202,3 \text{ Kj/kg}$$

Jumlah Steam yang digunakan

$$m_s = \frac{Q_{\text{steam}}}{\text{NHV}}$$

$$= \frac{186407,37}{202,3}$$

$$= 921,44 \text{ Kg/jam} = 417,95 \text{ lbm/jam}$$

Neraca Energi

Total HE

Aliran	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
ΔH1	1.37E+06	0
ΔH2	0	3879619.8424
Q Steam	2508399.331	
Total	3879619.842	3879619.842

Menghitung LMTD

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \\ &= \frac{(248 - 140) - (230 - 86)}{\ln \frac{(248 - 140)}{(230 - 86)}} \\ &= 125,13 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari tabel 8 (Kern, 1965) dipilih Up untuk

Hot fluid = Steam

Cold fluid = Air

Ud = 200 - 700 Btu/hr.ft².F

= 250

Area Perpindahan Panas

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{(Ud - \Delta T_{\text{LMTD}})} \\ &= \frac{176680,07}{(250 - 125,13)} \end{aligned}$$

$$= 5,64 \text{ ft}^2$$

Double Pipe Heat Exchanger (batasan A < 200 ft²)

Shell and Tube Heat Exchanger (batasan A > 200 ft²)

dipilih Double Pipe Heat Exchanger

Layout Heater

Asumsi

	Inner pipe		Annulus	
	mm	ft	mm	ft
OD	0,03125	0,1042	0,05	0,1667
BWG	12	12	12	12
ID	0,0258	0,086	0,04455	0,1485

Asumsi Panjang 20 ft

Menghitung Panjang yang Dibutuhkan

Berdasarkan tabel dimensi pipa, ext surface untuk OD 0,3125 yaitu 0,099796 m²/m

$$\text{ext surface area} = 0,099796 \text{ m}^2/\text{m} = 0,3272 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Total panjang} &= \frac{A}{\text{ext surface area}} \\ &= \frac{5,64}{0,3272} \\ &= 17,26 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah hairpin} &= \frac{\text{Total panjang}}{2 \times \text{asumsi panjang}} \\ &= \frac{17,26}{2 \times 20} \\ &= 0,43 \text{ set} = 1 \text{ set} \end{aligned}$$

Menghitung Konduktivitas Panas

$$k = 10^{A+B((1-T/C)^{2/7}))} \quad \begin{matrix} (\text{W/m.K}) \\ T=K \end{matrix}$$

Thermal Conductivity	A	B	C
H ₂ O	-0.2758	4.612E-03	-5.539E-04
Total	-0.2758	0.004612	-0.00055391

t avg fluida dingin 330.650 K
t avg fluida panas 388.15 K

Komponen	m (kg/jam)	Xi	k (W/m.K)	k camp (W/m.K)		
H2O	2609.686	1.0000	0.8518	0.852		
Total	2609.686	1.0000	0.852	0.852	0.492	Btu/ft.hr.F
			k	0.8710	0.504	Btu/ft.hr.F

Menghitung Kapasitas Panas

		Heat Capacity Cair (J/mol K)			
Komponen	BM	A	B	C	D
H2O	18	92,053	0,039953	0,00021103	5,3469E-07
Total	18	92,053	0,039953	0,00021103	5,3469E-07

t avg fluida dingin 318,150 K
t avg fluida panas 388,15 K

Komponen	Kg/jam	Xi	Cp.dT (J/mol)	Cp.dT (kJ/kmol)	Cp (kJ/kg)	Cp Camp (kJ/kg)		
H2O	2609,686	1,0000	75,100	75,100	4,172	4,172		
Total	2609,686	1,0000	75,100	75,100	4,172	4,172	1,794	Btu/lb
					Cp	4,223	2,442	Btu/lb

Perhitungan Annulus dan Inner Pipe

Annulus		Inner Pipe	
Flow area, aa		Flow area, aa	
aa	$= \frac{\pi [(ID)^2 - (OD)^2]}{4}$	a inner	$= \frac{\pi (ID)^2}{4}$
	$= \frac{3,14 [(0,1485)^2 - (0,1042)^2]}{4}$		$= \frac{3,14 (0,086)^2}{4}$
	$= 0,0087 \text{ ft}^2$		$= 0,0058 \text{ ft}^2$
Mass velocity, Ga		Mass velocity, G inner	

$$\begin{aligned}
 Ga &= \frac{wa}{aa} \\
 &= \frac{417,95}{0,0087} \\
 &= 47561,32 \text{ lb/h.ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 G \text{ inner} &= \frac{w \text{ inner}}{a \text{ inner}} \\
 &= \frac{1785,91}{0,0058} \\
 &= 307605,98 \text{ lbm/h.ft}^2
 \end{aligned}$$

Equivalent Diameter, De

$$\begin{aligned}
 De &= \frac{ID^2 - OD^2}{OD} \\
 &= \frac{0,1485^2 - 0,1042^2}{0,1042} \\
 &= 0,107 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Re \text{ inner} &= \frac{ID \times G \text{ inner}}{\mu \times 2,42} \\
 &= \frac{0,086 \times 4139313,955}{0,815 \times 2,42} \\
 &= 1 \times 10^4
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold, Re annulus

$$\begin{aligned}
 Re \text{ annulus} &= \frac{De \times Ga}{\mu \times 2,42} \\
 &= \frac{0,107 \times 47561,32}{0,815 \times 2,42} \\
 &= 2590,62
 \end{aligned}$$

Berdasarkan nilai Re, jh inner = 0,004

$$\begin{aligned}
 jH \text{ inner} &= jH \text{ Inner} \times Re \text{ inner} \\
 &= 0,004 \times 2 \times 10^4 \\
 &= 53,64
 \end{aligned}$$

Berdasarkan nilai Re, didapatkan jh annulus = 0,0025

$$\begin{aligned}
 jH \text{ annulus} &= jH \text{ annulus} \times Re \text{ annulus} \\
 &= 6,47
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ho &= jHa \frac{k}{De} \left(\frac{Cp\mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\
 &= 6,47 \frac{0,504}{0,107} \left(\frac{2,44 \times 0,815 \times 2,42}{0,504} \right)^{1/3} \\
 &= 96,77 \text{ Btu/h.ft}^2\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 hi &= jH_{inner} \frac{k}{ID \text{ inner}} \left(\frac{Cp\mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\
 &= 451,20 \frac{0,492}{0,086} \left(\frac{1,79 \times 0,81 \times 2,42}{0,492} \right)^{1/3} \\
 &= 6187,331 \text{ Btu/h.ft}^2\text{F}
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan panas dalam-luar, hio

$$\begin{aligned}
 hio &= 736,66 \times \left(\frac{0,086}{0,1042} \right) \\
 &= 607,99 \text{ Btu/h.ft}^2\text{F}
 \end{aligned}$$

Pressure Drop

Annulus

Menghitung D'e

Inner Pipe

Menghitung factor friksi, f

$$D'e = ID - OD$$

$$= 0,1485 - 0,1042$$

$$= 0,0443 \text{ ft}$$

Menghitung Re'a

$$Re'a = \frac{De' a \times Ga}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{0,0443 \times 640011,17}{0,81 \times 2,42}$$

$$= 1068,23$$

Faktor friksi annulus, f

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re'a^{0,42}}$$

$$= 0,0035 + \frac{0,264}{14374,73^{0,42}}$$

$$= 0,01$$

Menghitung Δfa

$$\Delta fa = \frac{4 f Ga^2 L}{2g\rho^2 D'e}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times (47561,32/3600)^2 \times 20}{2 \times 32,174 \times 79,08^2 \times 0,0443}$$

$$= 0,013 \text{ ft}$$

Menghitung Ft

$$Ft = 3 \left(\frac{(Ga/\rho)^2}{2g} \right)$$

$$= 3 \left(\frac{(47561,32/3600/79,08)^2}{2 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,001 \text{ ft}$$

Menghitung ΔPa

$$\Delta Pa = \rho (Ft + \Delta Fa) \times \frac{g}{gc}$$

$$= 79,08 (0,001 + 0,01) / 144$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re' inner^{0,42}}$$

$$= 0,0035 + \frac{0,264}{(1 \times 10^4)^{0,42}}$$

$$= 0,0083$$

Menghitung ΔF inner

$$\Delta F \text{ inner} = \frac{4 f G' inner^2 L}{2g\rho^2 ID \text{ inner}}$$

$$= \frac{4 \times 0,0083 \times (307605,98/3600)^2 \times 20}{2 \times 32,174 \times 79,08^2 \times 0,086}$$

$$= 0,141 \text{ ft}$$

Menghitung ΔP inner

$$\Delta P \text{ inner} = \rho \times \Delta F \text{ inner} \times \frac{g}{gc}$$

$$= 79,08 \times 0,141/144$$

$$= 0,07 < 10 \text{ psi, memenuhi syarat}$$

$$= 0,008 < 10 \text{ psi, memenuhi syarat}$$

Perhitungan yang sama dilakukan pada heat exchanger untuk memanaskan udara pada spray dryer CaCl_2 yang spesifikasinya terdapat pada Bab 4 Spesifikasi Alat

L4.7 Cooler (C-201)

Fungsi : Menurunkan temperature aliran keluaran reactor sakarifikasi dari suhu 95°C menjadi 30°C

Tekanan : 1 atm = 14,69 psi

Jenis : Shell and tube heat exchanger

Menentukan Suhu Fluida

Fluida Dingin

$$t_1 = 95^\circ\text{C} = 368,15 \text{ K} = 203^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} = 86^\circ\text{F}$$

$$t_{\text{avg}} = 62,5^\circ\text{C} = 335,65 \text{ K} = 144,5^\circ\text{F}$$

Fluida Panas

$$T_1 = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} = 77^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 45^\circ\text{C} = 318,15 \text{ K} = 113^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{avg}} = 35^\circ\text{C} = 308,15 \text{ K} = 95^\circ\text{F}$$

Input

Komponen	BM	massa	mol	$\int \text{Cp} \cdot dT$		
	kg/kmol	Kg/jam	Kmol/jam	Joule/mol	kJ/kmol	kJ/jam
($\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$)1000	162000	78,3590	0,00048370	233,336	233,3360	0,1129
H ₂ O	18	854,2805	47,46002734	5265,636783	5265,6368	249907,2657
Serat	60	66,0843	1,10140500	233,336	233,3360	256,9974
Abu	60	35,4510	0,59085000	233,336	233,3360	137,8666
Protein	169	13,9077	0,08229408	233,336	233,3360	19,2022
CaCl_2	111	0,4864	0,00438169	16,90386	16,9039	0,0741
α -amilase	53000	0,4601	0,00000868	1,818	1,8180	0,0000
Dekstrin	1620	9,8534	0,00608235	0,29196	0,2920	0,0018
NaCl	58,5	0,2347	0,00401218	5948,266182	5948,2662	23,8655
NaOH	39,997	0,1866	0,00466539	6091,134535	6091,1345	28,4175
HCl	36,5	0,1542	0,00422335	-313753,1229	-313753,1229	-1325,0893
Maltodextrin	180	208,0162	1,15564579	19599,91511	19599,9151	22650,5593

Total	217352,997	1267,474094	50,41407955	- 275895,8124	-275895,8124	271699,2737
-------	------------	-------------	-------------	------------------	--------------	-------------

Output

Komponen	BM	massa	mol	∫Cp.dT		
	kg/kmol	Kg/jam	Kmol/jam	Joule/mol	kJ/kmol	kJ/jam
(C6H10O5)1000	162000	78,3590	0,00048370	233,3360	233,3360	0,1129
H2O	18	854,2805	47,46002734	377,4864	377,4864	17915,5140
Serat	60	66,0843	1,10140500	233,3360	233,3360	256,9974
Abu	60	35,4510	0,59085000	233,3360	233,3360	137,8666
Protein	169	13,9077	0,08229408	233,3360	233,3360	19,2022
CaCl2	111	0,4864	0,00438169	16,9039	16,9039	0,0741
α-amilase	53000	0,4601	0,00000868	1,8180	1,8180	0,0000
Dekstrin	1620	9,8534	0,00608235	0,2920	0,2920	0,0018
NaCl	58,5	0,2347	0,00401218	429,5439	429,5439	1,7234
NaOH	39,997	0,1866	0,00466539	435,5761	435,5761	2,0321
HCl	36,5	0,1542	0,00422335	-20271,1868	-20271,1868	-85,6123
Maltodextrin	180	208,0162	1,15564579	1360,4215	1360,4215	1572,1654
Total	217352,997	1267,474094	50,41407955	- 16715,80102	-16715,80102	19820,0775

Menghitung Laju Alir Fluida Dingin

$$\begin{aligned}
 Q \text{ fluida dingin} &= m \times c_p \times \Delta P \\
 &= \frac{1267,47}{3600} \times 3,797 \times (95 - 30) \\
 &= 86,89 \text{ Kj/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m \text{ pendingin} &= \frac{Q}{c_p \times \Delta T} \\
 &= \frac{86,89}{5,114 \times (45 - 25)} \\
 &= 0,84 \text{ kg/s} = 3058,40 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

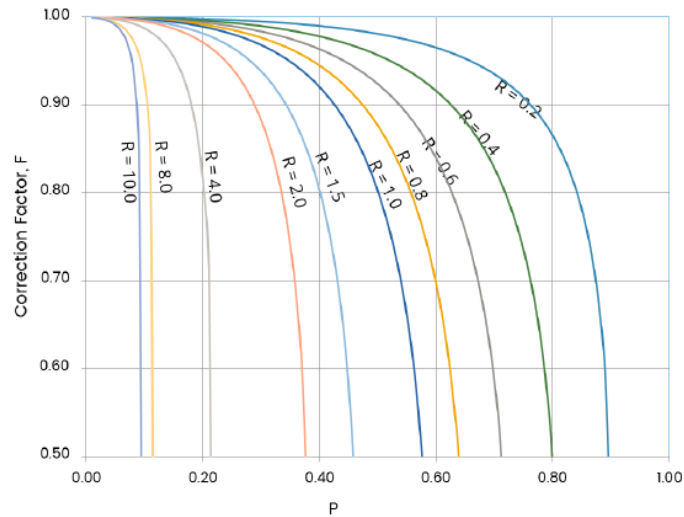
Menghitung LMTD

$$\begin{aligned}
 \Delta T \text{ LMTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \\
 &= \frac{(95 - 45) - (30 - 25)}{\ln \frac{(95 - 45)}{(30 - 25)}} \\
 &= 19,54 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Karena tipe Cooler yang digunakan 1,2-STHE maka LMTD harus dikoreksi

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\
 &= \frac{95 - 30}{45 - 25} \\
 &= 3,25
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} \\
 &= \frac{45 - 25}{95 - 30} \\
 &= 0,28
 \end{aligned}$$



Gambar L4. 2 Grafik LMTD

Dari gambar, dapat diketahui bahwa $F_t = 0,84$, maka LMTD terkoreksi yaitu

$$\begin{aligned}
 \Delta T_m &= F_t \times \text{LMTD} \\
 &= 0,84 \times 19,54 \\
 &= 16,41^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Menghitung Luas Perpindahan Panas

$$U_o, \text{asm} = 250 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{(U_d \times \Delta T \text{ LMTD})} \\
 &= \frac{86,89 \times 1000}{(250 \times 16,41)} \\
 &= 21,17 \text{ m}^2 = 227,89 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Asumsi Awal Nilai Parameter Desain

$$\text{Odt} : 0,01875 \text{ m} = (3/4 \text{ inch})$$

$$\text{BWG} : 12$$

$$\text{Idt} : 0,01355 \text{ m}$$

$$a't : 0,000138938 \text{ m}^2$$

$$L : 5 \text{ m}$$

Penentuan Jumlah Tube

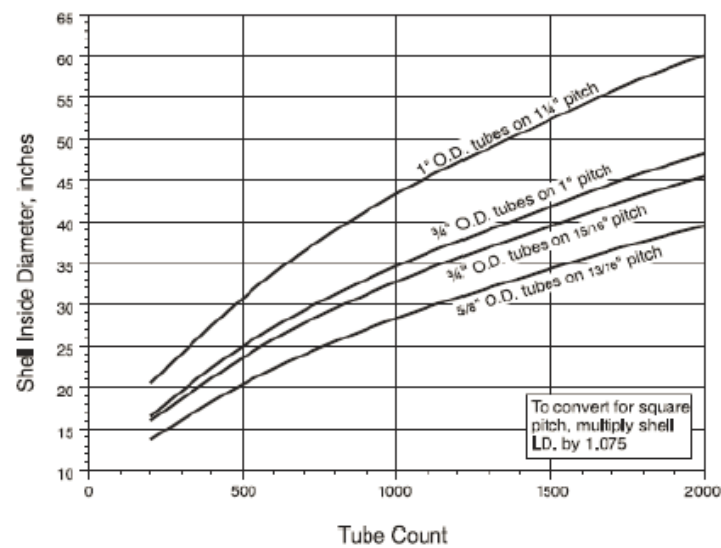
$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{\pi \times Odt \times L} \\ &= \frac{21,17}{3,14 \times 0,01875 \times 5} \\ &= 71,92 \text{ tube} \end{aligned}$$

Pola Susunan Tube

Pola tube yang dipilih adalah triangular. Tube pitch yang dipilih adalah

$$Pt = 15/16 \text{ in}$$

Penentuan Diameter Dalam Shell



Gambar L4. 3 Grafik penentuan Diameter shell

Berdasarkan gambar, untuk jumlah tube = 806,53, maka :

$$Odt = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$Pt = 15/16 \text{ in}$$

$$\text{Diperoleh IDs} = 29 \text{ in}$$

Karena diasumsi terdapat 2 aliran pada tube maka,

$$\text{IDs} = 29 \times 1,02$$

$$= 29,58 \text{ in}$$

Penentuan Cross Flow Area

Asumsi, B = 50% dari IDs

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{ID_s \times C' \times B}{P_t} \\ &= \frac{29,58 \times (15/16 - 3/4) \times (0,5 \times 29,58)}{15/16} \\ &= 20,39 \text{ in}^2 = 0,013 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a' \times t}{n} \\ &= \frac{71,92 \times 0,00013}{2} \\ &= 0,0049 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Kecepatan Massa/Mass Velocity (G)

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W_s}{a_s} \\ &= \frac{11,43}{87,49} \\ &= 64,57 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{W_t}{a_t} \\ &= \frac{17055,82/3600}{0,056} \\ &= 70,46 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \end{aligned}$$

Penentuan Bilangan Reynold

De yang dipilih adalah sebagai berikut. Nilai ODt dan pitch dipilih yang paling mendekati.

Tube OD (m)	Pitch (m)	Pola	Diameter (m)	Equivalent
0.0125	0.0156	Triangular	0.009	
0.0125	0.0188	Triangular	0.01825	
0.0188	0.0234	Triangular	0.01375	
0.0188	0.0250	Triangular	0.01825	
0.0250	0.0313	Triangular	0.018	
0.0313	0.0391	Triangular	0.02275	
0.0125	0.0156	Square	0.012	
0.0125	0.0188	Square	0.022	
0.0188	0.0234	Square	0.018	
0.0188	0.0250	Square	0.02375	
0.0250	0.0313	Square	0.02475	

$$De = 0,01375 \text{ m}$$

$$Re.s = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,01375 \times 202,51}{0,733/1000}$$

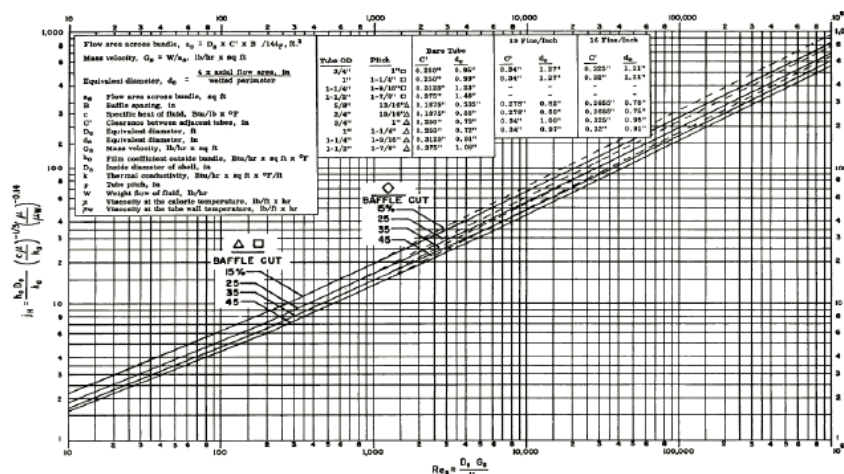
$$= 1 \times 10^3$$

$$Re.t = \frac{IDt \times Gt}{\mu}$$

$$= \frac{0,0137 \times 84,55}{0,733/1000}$$

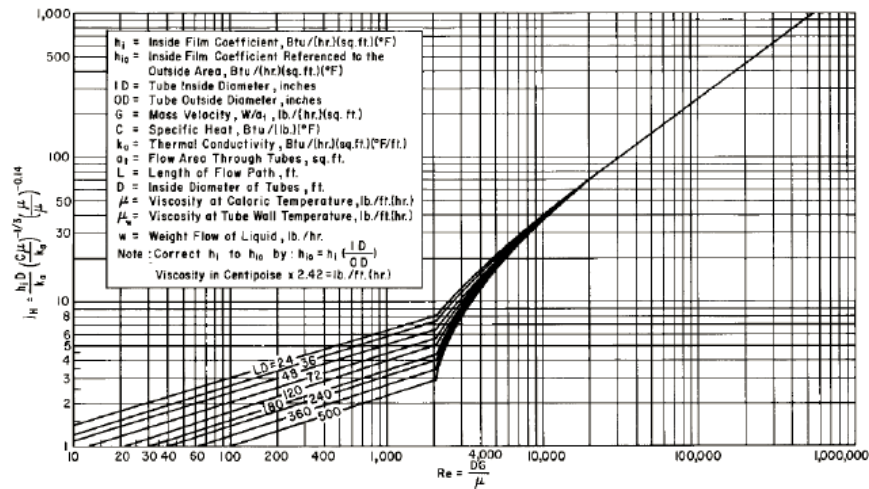
$$= 2 \times 10^{-1}$$

Penentuan Nilai Jh



Gambar 18. J_h untuk shell

Gambar L4. 4 Grafik Jh Shell



Gambar 19. Jh untuk tube

Gambar L4. 5 Grafik Jh Tube

Asumsi awal untuk baffle cut 25%. Dari pembacaan grafik, nilai JH yang diperoleh yaitu

JH Shell = 40

JH Tube = 60

Menentukan h_i tube & h_o shell

$$\begin{aligned}
 h_i &= \frac{j_H \times k}{ID \times t} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \phi t \\
 &= \frac{60 \times 13801660,75}{0,01355} \left(\frac{3769,97 \times 6 \times 10^3 \times 0,001}{13801660,75} \right)^{1/3} 1 \\
 &= 3,7 \times 10^7 \text{ W/m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_o &= \frac{j_H \times k}{ID \times t} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \phi s \\
 &= \frac{40 \times -0,114}{0,01355} \left(\frac{5114,05 \times 0,733 \times 0,001}{-0,114} \right)^{1/3} 1 \\
 &= 4 \times 10^3 \text{ W/m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Transfer Panas Menyeluruh

$$U_{o,calc} = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + R_{od} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2kw} + \frac{d_o}{d_i} \times R_{id} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_i}}$$

$$U_{o,calc} = 18,73 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

Karena nilai $U_{o,calc} < U_{o,asm}$, maka ketika dimasukkan dalam persamaan $\frac{U_{o,calc}-U_{o,asm}}{U_{o,asm}} \times 100\%$ nilainya akan <0 . Disain STHE harus diulang dari Step 6 yaitu menghitung luas area perpindahan panas dengan menggunakan nilai $U_{o,calc}$.

Setelah dihitung ulang, didapatkan $U_{o, calc} = 18,77 \text{ W/m}^2.\text{K}$, $>$ dari $U_{o, calc}$ trial 1 dengan spesifikasi berikut :

Odt : 0,01875 m = (3/4 inch)

BWG :12

Idt : 0,01355 m

a't : 0,000138938 m²

L : 25 m

Evaluasi $U_{o, calc}$

$$\begin{aligned} U_{o,calc} &= \frac{U_{o,calc}-U_{o,asm}}{U_{o,asm}} \times 100\% \\ &= \frac{18,77-18,73}{18,73} \times 100\% \\ &= 23\% \end{aligned}$$

Menghitung Pressure Drop

Tube

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{Wt}{\rho t \times a t} \\ &= \frac{17055,82/3600}{1107 \times 0,17} \\ &= 0,011 \text{ m/s} \\ \Delta P_t &= N_p \left[8j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2.5 \right] \frac{\rho v_t^2}{2} \\ &= 4 \times 10^{-3} < 10 \text{ psi, memenuhi} \\ &\text{syarat syarat} \end{aligned}$$

Shell

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{Ws}{\rho s \times a s} \\ &= \frac{11,43}{1266,78 \times 545,53/1000} \\ &= 0,03 \text{ m/s} \\ \Delta P_s &= 8j_f \left(\frac{D_s}{d_e} \right) \left(\frac{L}{l_B} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14} \frac{\rho v_s^2}{2} \\ &= 3,9 \times 10^{-5} < 10 \text{ psi, memenuhi} \end{aligned}$$

L4.7 Spray Dryer (SD-301)

Fungsi	: Mengeringkan maltodekstrin cair menjadi padat
Tipe	: Spray Dryer equipped wheel atomizer
Temperature	: 300°C
Tekanan	: 1 atm
Laju Alir Umpan	: 268,16 kg/jam
Laju Alir Udara	: 268,16 kg/jam
Densitas umpan	: 2385,99 kg/m ³
Densitas udara	: 0,616 kg/m ³

Menentukan Laju Alir Volumetrik

$$\begin{aligned}V_o \text{ Umpan} &= \frac{\text{laju alir umpan}}{\text{densitas umpan}} \\&= \frac{268,16}{2385,99} \\&= 0,11 \text{ m}^3/\text{jam} = 3,03457\text{E-}05 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V_o \text{ Udara} &= \frac{\text{laju alir udara}}{\text{densitas udara}} \\&= \frac{268,16}{0,616} \\&= 435,33 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,11 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Menghitung Volume Spray Dryer

Waktu tinggal di dalam Spray Dryer tidak lebih dari 30 detik (Perry Ed. 7, 1999).

$$\text{Waktu Tinggal} = 15 \text{ s}$$

$$\text{Kemiringan Konis} = 60^\circ$$

$$H:D = 4 : 1$$

$$\begin{aligned}\text{Volume Umpan} &= V_o \times \text{Waktu tinggal} \\&= 3,03457\text{E-}05 \times 15 \\&= 0,000455185 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume Udara} = V_o \times \text{Waktu Tingga}$$

$$= 0,11 \times 15$$

$$= 1,763 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Spray dryer} = V_o \text{ umpan} + V_o \text{ udara}$$

$$= 0,000400945 + 1,553005768$$

$$= 1,553 \text{ m}^3$$

$$1,763 = V_{\text{silinder}} + V_{\text{konis}}$$

$$= \frac{1}{4} \pi D^2 H + \frac{1}{12} \sin 60^\circ \pi D^3$$

$$= \frac{1}{4} \pi D^2 (4D) + \frac{1}{12} (0,866) \pi D^3$$

$$D = \left(\frac{1,763}{3,3683} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 0,1746 \text{ m}$$

$$H = 4 \times D$$

$$= 4 \times 0,1746$$

$$= 0,6984 \text{ m}$$

Menghitung Tebal Spray Dryer

Diketahui bahwa tekanan operasi di dalam Spray Dryer adalah 1 atm.

Diambil faktor keamanan 20 %, sehingga :

$$\text{Tekanan desain Spray Dryer} = 1,2 \times 1 = 1,2 \text{ atm}$$

Untuk menghitung tebal spray dryer, digunakan persamaan :

$$t = \frac{P \times D}{f \times E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959 : 254})$$

Dimana :

F = Nilai tegangan material, digunakan material Stainless Steel SA 167 Grade 11 yaitu 18750 psia

E = Welded Joint Efficiency, dipilih double welded butt joint maximum efficiency berdasarkan table 13.2 Brownell and Young = 80%

P = Tekanan Desain, psi

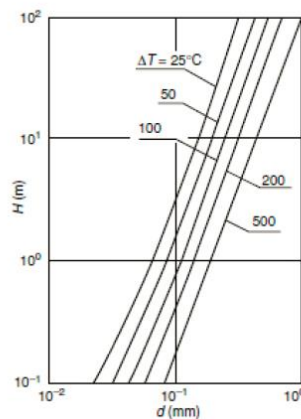
D = Diameter Spray Dryer = 9,22 m = 90,8311 in

C = Korosi yang dipakai adalah faktor korosi terhadap udara luar, yaitu 0,25 in/10 tahun (Peters dan Timmerhaus, hal 542)

$$t = \frac{17,628 \times 6,87}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,628} + 0,25$$
$$= 0,258 \text{ in}$$

Diambil ts standar = 5/16 in

Perancangan Atomizer pada Spray Dryer



Gambar L4. 6 Grafik perbandingan tinggi drying chamber dengan diameter droplet (Carl W hall,252)

Diketahui : H = 0,69 m

T udara panas = 300°C

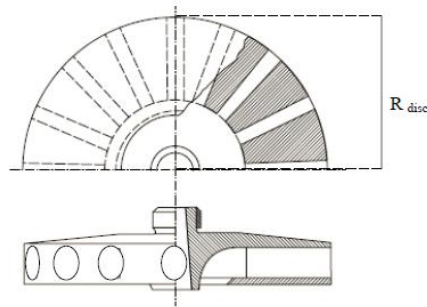
T umpan = 53,93°C

ΔT = 300 – 53,93 = 246,06°C

Sehingga didapat diameter droplet dari grafik diatas yaitu :

0,3 mm= 300 μm , Atomizer yang dipilih yaitu wheel rotary atomizer (1-600 μm) dengan ukuran diameter disc standar yang sering digunakan yaitu 100 mm, 200 mm dan 300 mm.

Diameter disc D_{disc} yang dipilih yaitu 200 mm. (Carl W hall, 246)



Gambar L4. 7 Desain atomizer pada spray dryer

Asumsi :

Lubang droplet = ukuran droplet = 0,3 mm

Jarak antar lubang = 5 mm

$$\begin{aligned} \text{Maka jumlah lubang droplet} &= \frac{2 \times \pi \times \text{diameter disc}}{\text{jarak antar lubang} + \text{ukuran droplet}} \\ &= \frac{2 \times 3,14 \times 200}{5,5} \\ &= 228,36 \text{ buah} \end{aligned}$$

Perancangan Nozzle pada Spray Dryer

Data perhitungan

Laju alir massa (G) = 268,16 kg/jam = 0,0744 kg/s

Densitas = 2385,991778 kg/m³

Viskositas = 3,249749352 cp

Dari persamaan 5.15, hal 161. Coulson,1983, dianggap aliran turbulen. Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} d_{i \text{ opt}} &= 226 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,35} \\ &= 226 \times 0,0744^{0,5} \times 2385,991778^{-0,35} \end{aligned}$$

$$= 4,05 \text{ mm} = 0,15 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa :

$$\text{NPS} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Sch} = 40$$

$$\text{OD} = 1,315 \text{ in} = 0,033401 \text{ m}$$

$$\text{WT} = 0,133 \text{ in} = 0,0033782 \text{ m}$$

$$\text{ID} = \text{OD} - 2\text{WT}$$

$$= 1,315 - 2 \times 0,133$$

$$= 1,049 \text{ in} = 0,026 \text{ m}$$

$$A = \pi \times \left(\frac{ID}{2}\right)^2$$

$$= 3,14 \times \left(\frac{1,049}{2}\right)^2$$

$$= 0,86 \text{ in}^2 = 0,000557299 \text{ m}^2$$

$$\text{Laju alir volumetric} = \frac{268,16}{2385,99}$$

$$= 0,11 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Kecepatan aliran} = \frac{Fv}{A}$$

$$= \frac{0,11}{0,000557299}$$

$$= 201,67 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{N Re} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu}$$

$$= \frac{2385,991778 \times 201,67 \times 0,026}{0,000557299}$$

$$= 3945,24 (>2100 \text{ aliran turbulen})$$

L4.8 Blower

Fungsi : Menarik udara kering sebagai bahan baku udara kering spray dryer

Tipe : Centrifugal blower

Laju Alir : 278 kg/jam

Densitas Udara : 0,616 kg/m³

Menghitung Laju Alir Volumetrik dan Safety Factor

$$\begin{aligned}\text{Laju alir volumetric} &= \frac{\text{laju alir udara}}{\text{densitas udara}} \\ &= \frac{278}{0,616} \\ &= 451,31 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Safety factor} &= 10 \% \\ &= 1,1 \times 451,31 \\ &= 496,44 \text{ m}^3/\text{jam} = 292,19 \text{ ft}^3/\text{menit}\end{aligned}$$

Perhitungan Power yang Dibutuhkan

$$\begin{aligned}P &= 1,57 \times 10^{-4} \times Q \times P_{op} \\ &= 1,57 \times 10^{-4} \times 5 \times 292,19 \\ &= 0,22 \text{ Hp}\end{aligned}$$

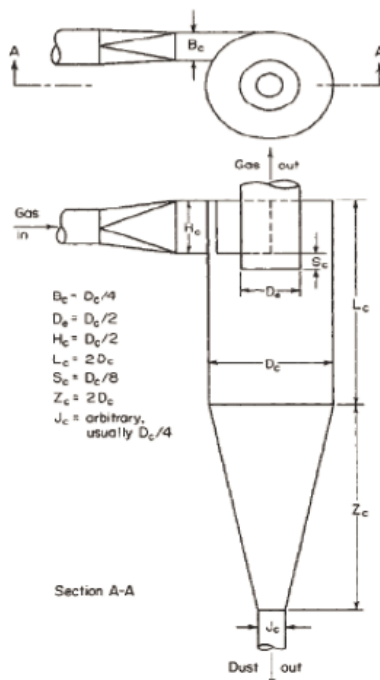
Efisiensi = 80 %

$$\begin{aligned}P &= 0,22 \times 0,8 \\ &= 0,18 \text{ Hp}\end{aligned}$$

L4.9 Cyclone (CYC-301)

Fungsi : Memisahkan partikel produk yang terbawa aliran udara pengering keluar dari spray dryer

Tipe : High efficiency cyclone



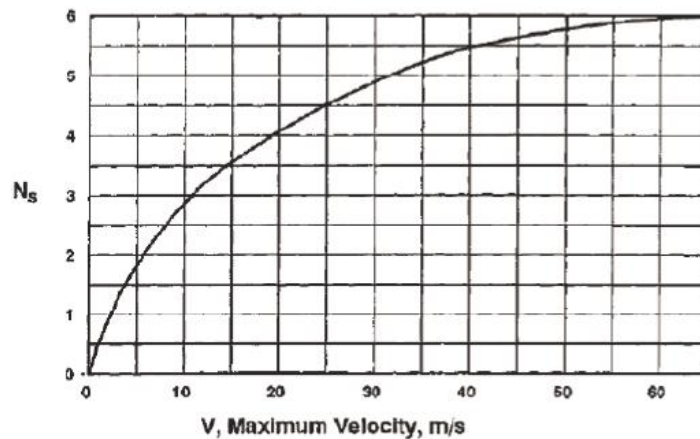
Perancangan Cyclone dihitung dengan persamaan 16, p.1026 Perry ed.6

$$D_{p \min} = \sqrt{\frac{9 \cdot \mu \cdot BC}{Nt \cdot \pi \cdot Vc (\rho_s - \rho)}}$$

Gambar L4. 8 Persamaa dalam perancangan cyclone

Dimana :

$D_{p \min}$	diameter partikel minimum	=	0,5 mm	0,0005 m
μ	viskositas udara campuran	=	0,0289 kg/m.s	
BC	diameter lubang inlet			
ρ	densitas udara campuran	=	1 kg/m ³	
ρ_s	densitas partikel	=	1425,354346 kg/m ³	
V_c	kecepatan udara masuk	=	20 m/s	



Gambar L4. 9 grafik Ns vs V

Berdasarkan grafik Ns vs V diatas, maka didapatkan Ns adalah 4,2

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 BC &= \frac{Ns \times \pi \times V_c \times (\rho_s - \rho) \times D_p^2}{9 \times \mu} \\
 &= \frac{4,2 \times 3,14 \times 20 \times (1425,35 - 1) \times 0,5^2}{9 \times 0,0289} \\
 &= 0,36 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka diameter lubang inlet = 0,36 m

Spesifikasi ukuran Cyclone

BC (diameter lubang inlet) = 0,36 m

Dc (Diameter Cyclone) = 4 x BC
 = 4 x 0,36 = 1,44 m

De (Diameter gas outlet) = $\frac{Dc}{2}$
 = $\frac{1,44}{2} = 0,72 \text{ m}$

Hc (Tinggi lubang inlet) = $\frac{Dc}{2}$
 = $\frac{1,44}{2} = 0,72 \text{ m}$

Lc (Panjang silinder) = 2 x Dc

$$= 2 \times 1,44 = 2,88 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} Z_c (\text{Panjang konis}) &= 2 \times D_c \\ &= 2 \times 1,44 = 2,88 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} J_c (\text{Diameter lubang dust out}) &= \frac{D_c}{4} \\ &= \frac{1,44}{4} = 0,36 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S (\text{Panjang outlet dengan kisaran } 0,5 - 0,625) &= 0,5 \times D_c \\ &= 0,5 \times 0,36 \\ &= 0,72 \text{ m} \end{aligned}$$

L4.10 Cation Exchange (CE-301)

Fungsi : Mengikat ion – ion positif yang ada dalam maltodekstrin

Alat : Silinder tegak yang berisi resin penukar ion

Resin : Polystyrene sulfonate

Temperature : 30°C

Tekanan : 1 atm

Densitas Campuran = 1413,203133 kg/m³ = 88,22344518 lb/ft³

Data Fisis :

Nama resin = Polystyrene Sulfonat

Formula = [C₈H₇SO₃⁻]_n

Berat molekul = 866,28

Bentuk = sphere

Particle diameter (D_p) = 0,01 ft = 0,0030 m

Bulk Dry Particle (ρ_b) = 482,0000 kg/m³

Void fraction (ε) = 0,25

Sorptive Capacity = 0,285 kg H₂O/kg bed

Reaksi :



Menentukan Diameter Adsorber

Polystyrene sulfonate yang berbentuk sphere dengan sphericity 0,75. Dari fig. 223, hal 214; Brown, 1956 untuk partikel dengan $\psi = 0,75$, dan normal packing maka diperoleh porositas, $X = 0,48$

Dari fig.219, hal 211; Brown,1956 dengan $X = 0,48$ dan $\psi = 0,75$ diperoleh :

$$F_{Re} = 45$$

$$F_f = 900$$

Menentukan Permeabilitas, K

$$K = \frac{G_c D_p^2 F_{Re}}{32 F_f}$$

(Brown, 1950, Pers. 172 hal 217)

Dimana :

$$G_c = 32,2$$

$$K = \frac{32,2 \times 0,1^2}{32} \frac{45}{900}$$

$$= 5,03 \times 10^{-6}$$

Menentukan Kecepatan Superficial, u

$$u = \frac{K \rho}{\mu}$$

(pers. 171a, hal 217; Foust, 1956)

$$U = \frac{5,03 \times 10^{-6} \times 88,22}{4,18}$$

$$= 0,0001 \text{ fps} = 0,1164 \text{ m/jam}$$

Menentukan Dimensi Bed

Range normal loading rate (L) 80-400 Lpm/m². diambil 400 Lpm/m² sebagai nilai L

Laju alir volumetric, Q

$$Q = \frac{F}{\rho}$$

$$Q = \frac{7866,144}{1413,203}$$

$$= 5,5662 \text{ m}^3/\text{jam} = 92,76 \text{ Lpm}$$

Diameter

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi L}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 92,769}{3,14 \times 400}}$$

$$= 0,5435 \text{ m}$$

$$a = \frac{6 \times (1 - \epsilon)}{Dp}$$

$$= \frac{6 \times (1 - 0,25)}{0,0030}$$

$$= 1476,378/\text{m}$$

Menentukan Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu}$$

$$A_p = 40 \text{ ft} = 3,716 \text{ m}^2$$

$$Re = \frac{1413,20 \times 3 \times 10^{-5}}{4,18/1000 \times 0,75 \times 3,71}$$

$$= 3,91, \text{ karena } Re \text{ lebih kecil dari } 50, \text{ maka } jD = 0,91 \times 3,91^{-0,51} = 0,453$$

$$DAB = 5 \times 10^{-5}$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho \times DAB}$$

$$= \frac{4,18/1000}{1413,20 \times 5 \times 10^{-5}}$$

$$= 5924,06$$

$$K_f = \frac{J_D \theta}{S_c^{0,667}}$$

$$K_f = \frac{0,453 \times 0,00003}{5924,06^{0,667}}$$

$$= 4,465 \times 10^{-8}$$

$$K_{fa} = K_f \times a$$

$$= 4,465 \times 10^{-8} \times 1476,37$$

$$= 0,0001/\text{s}$$

$$K_D = \frac{\text{saturated content}}{W \text{ solute}/Q}$$

$$K_D = \frac{0,285}{177,79 \times 5,5662}$$

$$= 0,0003 \text{ m}^3/\text{kg bed}$$

Berdasarkan Hougen dan Marshall chart berikut, nilai minimal bed length parameter (Z) adalah 20 untuk mencapai $C/C_0 = 0,001$ untuk waktu operasi tertentu

$$Z = \frac{\theta \varepsilon}{K_f a} Z'$$

$$Z = \frac{0,00003 \times 0,25}{0,0001} \times 20$$

$$= 2,45 \text{ m}$$

$$Z/D = 4,50$$

Mencari Volume Bed

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times Z$$

$$= \frac{1}{4} \times \pi \times 0,543^2 \times 2,41$$

$$= 0,5685 \text{ m}^3 = 20,075 \text{ ft}^3$$

Untuk mencari profil perbandingan konsentrasi keluar terhadap konsentrasi masuk digunakan persamaan berikut :

$$t = \frac{K_{DPB}}{K_f a} \tau + \frac{Z}{\theta / \varepsilon}$$

Nilai τ diperoleh dari pembacaan grafik diatas untuk C/C_0 sebesar 0,001 = 19

$$t = 58962,2574 \text{ s} = 16,37 \text{ jam} = 0,6824 \text{ hari}$$

Artinya setiap 1 hari atau 16,37 jam kolom absorb di regenerasi

Menentukan Banyaknya Bahan Isian

$$\begin{aligned} \text{Volume resin} &= \frac{3,14}{4} \times 0,5435^2 \times 400 \\ &= 92,76 \text{ liter} = 0,092 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jumlah rata – rata bahan isian per $\text{ft}^3 = 162 \text{ buah}$

$$\begin{aligned} N &= \text{volume resin} \times \text{jumlah rata rata isian per } \text{ft}^3 \\ &= 530,73 \text{ buah} \end{aligned}$$

Perancangan Cation Exchanger

$$\text{Tinggi packing} = 2,45 \text{ m}$$

$$\text{Dengan over desain} = 20\%$$

$$\text{Tinggi packing setelah di over design} = 2,45 \times 1,2 = 2,94 \text{ m}$$

$$\text{Diameter shell} = 0,5435 \text{ m} = 21,39 \text{ in} = 1,78 \text{ ft}$$

$$\text{Jenis packing} = \text{spheres 0,01}$$

$$\text{Volume bahan isian} = 0,0928 \text{ m}^3$$

Menghitung Tebal Dinding Kolom

$$t_s = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

Dimana :

$$F = 12650 \text{ psi}$$

$$\text{sambungan yang dipilih} = \text{double welded butt joint}$$

$$\begin{aligned}
 E &= 80\% \\
 C &= 0,125 \text{ in} \\
 P &= 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psi} \\
 \text{Over desain} &= 20\% \\
 P \text{ setelah overdesain} &= 1,2 \times 14,69 = 17,63 \text{ psi} \\
 T_s &= 0,1406 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih ukuran shell standar = 3/16 in

Menghitung Tebal Head

Untuk tekanan operasi antara 15 - 200 psig digunakan Torispherical Head (flange and Dished head). Bahan head diambil sama dengan shell.

$$OD = ID \text{ shell} + 2 t_s$$

$$OD = 21,39 + 2 \times 0,1406 = 21,77 \text{ in}$$

Dicari ukuran OD standart :

$$\begin{aligned}
 OD &= 28,0000 \text{ in} \\
 t_s &= 0,1875 \text{ in} \\
 i_{cr} &= 1,7500 \text{ in} && (\text{Tabel 5.7 Brownell and Young, 1959; hal :90}) \\
 r &= 26,0000 \text{ in} \\
 E &= 0,8000 \\
 C &= 0,1250 \text{ in} \\
 f &= 12650 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{i_{cr}}} \right)$$

(Persamaan 7.76 Brownell and Young, 1959 hal :138)

$$W = 1,713 \text{ in}$$

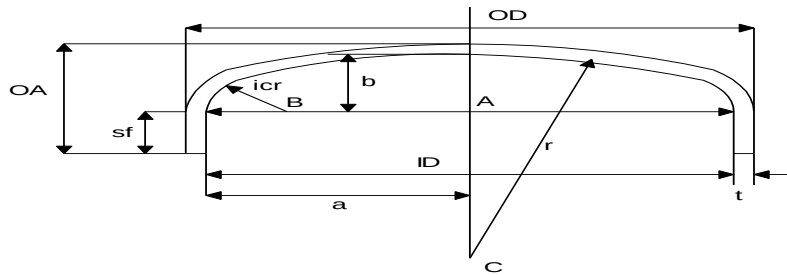
$$t_h = \frac{P r_w}{(2 f E - 0.2 P)} + C$$

(Persamaan 7.77 Brownell and Young, 1959 hal :138)

$$T_h = 0,163 \text{ in}$$

Dipilih ukuran standar = 3/16 in

Menghitung Tinggi Head



Dengan $t_h = 3/16$ in maka didapatkan $s_f = 1,5 - 2$ in (table 5.4 Brownell and Young, 1959 hal 87). Sehingga dipilih $s_f = 2$ in

$$ID = OD - 2t_s$$

$$ID = 21,3996 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$a = 10,6998 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$AB = 8,9498 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$BC = 24,2500 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$\begin{array}{lcl} AC & = & 22,5381 \text{ in} \\ \boxed{b = r - AC} & & \end{array}$$

$$\begin{array}{lcl} b & = & 3,4619 \text{ in} \\ \boxed{h_{\text{Head}} = th + b + sf} & & \end{array}$$

$$\begin{array}{lcl} h \text{ Head (OA)} & = & 5,6494 \text{ In} \\ & = & 0,1435 \text{ m} \end{array}$$

Menghitung Volume Menara

Untuk $t_s = 3/16$, maka S_f berkisar antara 1,5 – 2. Dipilih $S_f = 2 \text{ in} = 0,1667 \text{ ft}$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} D^2 \times S_f$$

$$\begin{aligned} V_{sf} &= \frac{3,14}{4} 1,78^2 \times 0,1667 \\ &= 0,416 \text{ ft}^3 = 0,0118 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{dish}} &= 0,000049 D_s^3 \\ &= 0,000049 \times 1,78^3 \\ &= 0,0003 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{head}} &= V_{\text{dish}} + V_{sf} \\ &= 0,0003 + 0,416 \\ &= 0,4163 \text{ ft}^3 = 0,0118 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{total}} &= V_{\text{shell}} + 2 \times V_{\text{head}} \\ &= 0,5685 + 2 \times 0,0118 \\ &= 0,5921 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga tinggi cation exchanger adalah

$$\text{Tinggi packing} = 2,94 \text{ m}$$

Ruang kosong di atas dan bawah packing adalah 15% tinggi packing

$$\text{Ruang kosong} = 0,15 \times 2,94 = 0,4412 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi shell} &= \text{tinggi packing} + (2 \times \text{ruang kosong}) \\
 &= 2,94 + (2 \times 0,4412) \\
 &= 3,82 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total} &= \text{tinggi shell} + (2 \times \text{OA}) \\
 &= 3,82 + (2 \times 0,1435) \\
 &= 4,1107 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan yang sama dilakukan pada Anion Exchange untuk mengikat ion – ion negative yang ada dalam maltodekstrin cair yang spesifikasinya terdapat pada Bab 4 Spesifikasi Alat

L4.11 Pompa (P-101)

Untuk memindahkan fluida dari satu proses ke proses lain, diperlukan alat berupa pompa. Pompa terdapat pada bagian proses maupun alat penunjang (utilitas). Salah satu dari beberapa pompa yang digunakan memiliki spesifikasi sebagai berikut.

Fungsi : Untuk memompa air dari tangki utilitas ke HE-101

Fasa : Cair

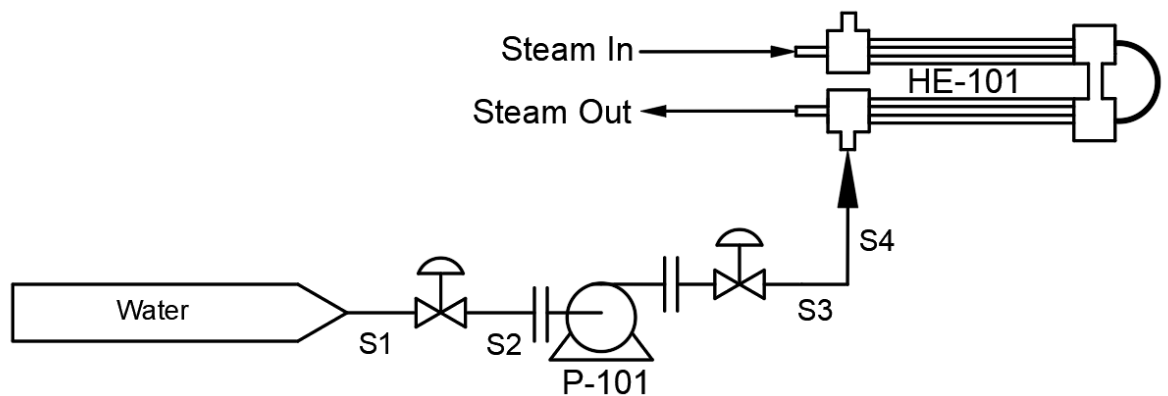
Tipe : *Centrifugal pump*

Data : P = 1 atm

T = 30°C

Laju alir = 0,8 m³/jam

Dibawah ini merupakan tahapan untuk perancangan alat unit Pompa P-101. Perhitungan serupa juga dilakukan pada unit pompa proses lainnya. Skema pada Pompa P-101 dapat dilihat pada Gambar berikut.



Gambar L4. 10 Skema Pompa

Data Properti Fisik

Tabel L4. 2 Data Properti fisik air

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi massa	Densitas (kg/m ³)	Densitas x Fraksi massa (kg/m ³)
Air (H ₂ O)	810,07	1	998	998
Total	810,07	1	Total densitas (kg/m³)	998

Persamaan Antoine digunakan untuk menghitung tekanan uap. Persamaan yang digunakan yaitu :

$$\log_{10} P^* = A - \frac{B}{(T + C)}$$

$$P^* = 10^{A - \frac{B}{(T + C)}}$$

Tabel L4. 3 Konstanta antoine air

Konstanta antoine			
Komponen	A	B	C
Air	29,860	-3152,2	-7,303

Sumber : (Yaws, 1997)

T dalam °C

P dalam mmHg

Contoh menghitung tekanan uap untuk Air pada P-101:

T operasi = 30°C

$$P_{\text{uap Air}} = 10^{29,860 - \frac{-3152,2}{(30 + (-7,303))}}$$

$$= 4,202 \text{ kPa}$$

Tabel L4. 4 Densitas dan tekanan uap air

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi massa	P _{uap} (kPa)	P _{uap} total (kPa)
Air	810	1	4,202	4,202
	810	1	Total P_{uap} (kPa)	4,202

Selain densitas dan tekanan uap, perlu dihitung viskositas bahan. Viskositas bahan dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$\text{Log}10\mu_{\text{liq}} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

$$\mu = 10^{A + \frac{B}{T} + CT + DT^2}$$

Tabel L4. 5 viskositas air

Komponen	A	B	C	D
Air	-10,126	1792,50	0,0177	-1,26 x 10 ⁻⁵

Sumber : (Yaws, 1997)

Viskositas dalam centipoise

T dalam °C

Contoh menghitung viskositas untuk Air pada P-101:

T operasi = 30°C

$$\mu = 10^{-10,126 + \frac{1792,50}{30} + (0,0177 \times 30) + (-1,26 \times 10^{-5} \times 30)}$$

$$= 1,006 \text{ cP} = 0,00101 \text{ Pa.s}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi massa	μ (Pa.s)	μ total (Pa.s)
----------	-------------------	--------------	----------	----------------

Air	810	1	0,00101	0,00101
	810	1	Total μ (Pa.s)	0,00101

Data properti fisik lainnya antara lain:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetric (Q)} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas total}} \\ &= \frac{810 \text{ kg/jam}}{998 \text{ kg/m}^3} = 0,8 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Temperatur (T)} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Faktor kekasaran pipa } (\epsilon) = 0,0015 \text{ mm (untuk PVC)}$$

Asumsi Panjang Pipa

Asumsi Panjang pipa yang dilalui fluida:

Pipa 1 (horizontal)	: 2,5 m
Pipa 2 (horizontal)	: 2 m
Pipa 3 (setelah pompa)	: 2 m
Pipa 4 (setelah pompa)	: 1 m
Fitting	: terdapat 1 elbow 90°

Pada setiap segmen pipa, perlu dihitung nilai *pressure drop* (ΔP) supaya bisa memperoleh spesifikasi pompa sentrifugal yang digunakan pada P-101.

Kalkulasi Pipa

Pipa 1

$$\text{Panjang (L)} = 2,5 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 52,5018 \text{ mm}$$

$$\text{Elevasi (h)} = 0 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = \frac{1}{4} \times \pi \times \text{ID}^2$$

$$= \frac{1}{4} \times \frac{22}{7} \times (52,50 \text{ mm})^2$$

$$= 2165,625 \text{ mm}^2 = 0,0021 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan (v)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,8 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0021 \text{ m}^2} = 380,95 \text{ m/jam} = 0,105 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Reynold (Re)} &= \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} \\ &= \frac{998 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,105 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0,0525 \text{ m}}{0,001 \text{ Pa.s}} = 5501,47 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Friction (fD)} &= \frac{0,25}{\log \left(\frac{\varepsilon}{3,7 \times ID + \frac{5,74}{\text{Re}^{0,9}}} \right)^2} \\ &= \frac{0,25}{\log \left(\frac{0,045}{3,7 \times 0,0525 + \frac{5,74}{5501,47^{0,9}}} \right)^2} \\ &= 0,05 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head Loss (H}_{\text{loss}}) &= fD \times \frac{L}{ID} \times \frac{v^2}{2g} \\ &= 0,05 \times \frac{2,5 \text{ m}}{0,0525 \text{ m}} \times \frac{(0,105 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,100 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop } (\Delta P) &= \rho \times g \times (\text{H}_{\text{loss}} + \text{Elevasi})/1000 \\ &= 998 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times (0,100 \text{ m} + (0)) \\ &= 0,97 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{out}} &= P_{\text{in}} - \Delta P \\ &= (101,325 \text{ kPa} - (0,97)) \text{ kPa} \\ &= 100,355 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P/100 &= \frac{L}{100} \times \Delta P \\ &= \frac{2}{100} \times (0,97 \text{ kPa}) = 0,0194 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan maksimum} &= \sqrt{\frac{80}{\frac{fD}{4} \times \rho}} \\ &= \sqrt{\frac{80}{\frac{0,05}{4} \times 998 \text{ kg/m}^3}} = 2,53 \text{ m/s}\end{aligned}$$

Setelah dilakukan perhitungan, didapat nilai $\Delta P/100$ kurang dari 5 kPa dan kecepatan fluida tidak lebih dari kecepatan maksimum, maka ID sebesar 0,525 m (20,66 in) dengan Nominal Pipe Size 2" dan Sched. 40S dapat digunakan. (Sumber: *Brownell, appendix K, hal. 387*).

Valve

Tipe	= Gate valve
Tekanan masuk (P_{in})	= Tekanan keluar segmen sebelumnya (Pipa 1) = 100,355 kPa
Head loss (H_{loss})	= 1,4 m
Pressure drop (ΔP)	= $\rho \times g \times (H_{loss} + \text{Elevasi})$ = $998 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times (1,4 \text{ m} + 0 \text{ m})$ = 13,693 kPa
P_{out}	= $P_{in} - \Delta P$ = $(100,355 - 13,693) \text{ kPa}$ = 86,662 kPa

Pipa 2

Panjang (L)	= 2 m
Inside Diameter (ID)	= 52,5018 mm = 0,0525 m
Luas penampang (A)	= $\frac{1}{4} \times \pi \times ID^2$ = $\frac{1}{4} \times \frac{22}{7} \times (52,5018 \text{ mm})^2$ = $2165,625 \text{ mm}^2 = 0,0021 \text{ m}^2$

Elevasi (h)	= 0 m
Tekanan masuk (P_{in})	= Tekanan keluar pipa sebelumnya (Gate valve) = 86,662 kPa
Kecepatan (v)	$= \frac{Q}{A}$ $= \frac{0,8 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0021 \text{ m}^2} = 380,95 \text{ m/jam} = 0,10 \text{ m/s}$
Reynold (Re)	$= \frac{\rho \times v \times ID}{\mu}$ $= \frac{998 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,10 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0,0525 \text{ m}}{0,001 \text{ Pa.s}} = 52395$
Friction (fD)	$= \frac{0,25}{\log \left(\frac{\varepsilon}{3,7 \times ID + \frac{5,74}{Re^{0,9}}} \right)^2}$ $= \frac{0,25}{\log \left(\frac{0,045}{3,7 \times 0,0525 + \frac{5,74}{52395^{0,9}}} \right)^2}$ $= 0,05$
Head Loss (H_{loss})	$= fD \times \frac{L}{ID} \times \frac{v^2}{2g}$ $= 0,05 \times \frac{2,5 \text{ m}}{0,0525 \text{ m}} \times \frac{(0,10 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,100 \text{ m}$
Pressure drop (ΔP)	$= \rho \times g \times (H_{loss} + \text{Elevasi})/1000$ $= 998 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times (0,100 \text{ m} + (0))$ $= 0,97 \text{ kPa}$
P_{out}	$= P_{in} - \Delta P$ $= (85,992 - 0,97) \text{ kPa}$ $= 85,022 \text{ kPa}$
$\Delta P/100$	$= \frac{L}{100} \times \Delta P$

$$= \frac{2}{100} \times (0,97 \text{ kPa}) = 0,0194 \text{ kPa}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan maksimum} &= \sqrt{\frac{80}{\frac{\pi D}{4} \times \rho}} \\ &= \sqrt{\frac{80}{\frac{0,05}{4} \times 998 \text{ kg/m}^3}} = 2,53 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Setelah segmen pipa 2, kemudian terdapat pompa. Maka perhitungan dilakukan dengan mengacu pada segmen pipa terakhir dengan P_{out} sebesar 84,322 kPa. Sehingga didapat perhitungan sebagai berikut.

Perhitungan Pompa

$$P_{\text{suction}} (P_{\text{out}} \text{ pipa 2}) = 85,022 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{uap}} = 4,202 \text{ kPa}$$

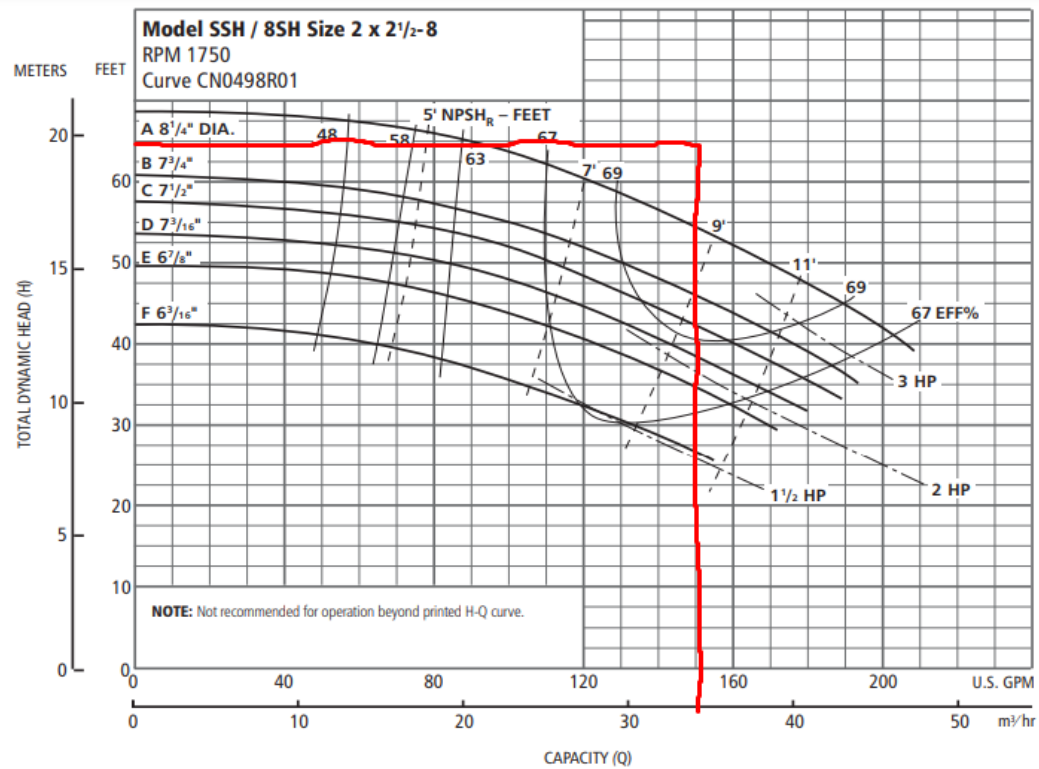
$$P_{\text{discharge}} (P_{\text{in}} \text{ pipa 3}) = 324,15 \text{ kPa}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHA} &= \frac{P_{\text{suction}} - P_{\text{uap}}}{\rho \times g} + \frac{v^2}{2g} \\ &= \frac{85,022 \text{ kPa} - 4,202 \text{ kPa}}{998 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(2,53 \text{ m/s})^2}{2 \times (9,8 \text{ m/s}^2)} \\ &= 0,137 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop } (\Delta P) &= P_{\text{out}} - P_{\text{suction}} \\ &= (324,15 - 85,022) \text{ kPa} \\ &= 239,128 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{HT pompa} &= \frac{\Delta P \times 1000}{\rho \times g} \\ &= \frac{239,128 \times 1000}{998 \times 9,8} \\ &= 19 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{W shaft} &= \frac{35}{3600} \times 239,828 \\ &= 1,84 \text{ Kw} = 2,46 \text{ Hp} \end{aligned}$$



Gambar L4. 11 Grafik Pompa (P-101)

Spesifikasi pompa yang di pilih :

1. RPM = 1750
2. HT = 19
3. NPSHR = 8
4. Tipe = model SSH/8SH Size 2x 2.5 - 8
5. Power = 4 hp
6. Efisiensi = 69%
- 7 code impeller = A

Pipa 3

Panjang (L) = 2 m

Inside Diameter (ID) = 52,5018 mm = 0,0525 m

$$\begin{aligned}
 \text{Luas penampang (A)} &= \frac{1}{4} \times \pi \times \text{ID}^2 \\
 &= \frac{1}{4} \times \frac{22}{7} \times (52,5018 \text{ mm})^2 \\
 &= 2165,625 \text{ mm}^2 = 0,0021 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Elevasi (h)} = 0 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan masuk (P}_{\text{in}}) &= \text{Tekanan keluar pipa sebelumnya (Gate valve)} \\
 &= 86,662 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan (v)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,8 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0021 \text{ m}^2} = 380,95 \text{ m/jam} = 0,10 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Reynold (Re)} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\mu} \\
 &= \frac{998 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,10 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0,0525 \text{ m}}{0,001 \text{ Pa.s}} = 52395
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Friction (fD)} &= \frac{0,25}{\log \left(\frac{\varepsilon}{3,7 \times \text{ID} + \frac{5,74}{\text{Re}^{0,9}}} \right)^2} \\
 &= \frac{0,25}{\log \left(\frac{0,045}{3,7 \times 0,0525 + \frac{5,74}{52395^{0,9}}} \right)^2} \\
 &= 0,05
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Head Loss (H}_{\text{loss}}) &= fD \times \frac{L}{\text{ID}} \times \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,05 \times \frac{2,5 \text{ m}}{0,0525 \text{ m}} \times \frac{(0,10 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,100 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pressure drop } (\Delta P) &= \rho \times g \times (\text{H}_{\text{loss}} + \text{Elevasi})/1000 \\
 &= 998 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times (0,100 \text{ m} + (0)) \\
 &= 0,97 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{out}} &= P_{\text{in}} - \Delta P \\
 &= (85,992 - 0,97) \text{ kPa} \\
 &= 85,022 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P/100 &= \frac{L}{100} \times \Delta P \\
 &= \frac{2}{100} \times (0,97 \text{ kPa}) = 0,0194 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan maksimum} &= \sqrt{\frac{80}{\frac{\pi D^4}{4} \times \rho}} \\
 &= \sqrt{\frac{80}{\frac{0,05^4}{4} \times 998 \text{ kg/m}^3}} = 2.53 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Fitting 1

$$\text{Tipe} = \text{elbow } 90^\circ$$

$$\text{Jumlah} = 1$$

$$\begin{aligned}
 \text{K value} &= 0,45 \times 1 \\
 &= 0,45
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan (v)} &= \text{nilai v pada pipa} \\
 &= 0,0025 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Head loss (H}_{\text{loss}}) &= \frac{\text{K value} \times v^2}{2g} \\
 &= \frac{0,45 \times (0,025 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 1,4 \times 10^{-7} \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pressure drop } (\Delta P) &= \rho \times g \times H_{\text{loss}} \\
 &= 998 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 1,4 \times 10^{-7} \text{ m} \\
 &= 1,37 \times 10^{-6} \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan masuk (P}_{\text{in}}) &= \text{Tekanan keluar pipa sebelumnya (Pipa 1)} \\
 &= 340,48 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan keluar (P}_{\text{out}}) = P_{\text{in}} - \Delta P$$

$$= (340,48 - 1,37 \times 10^{-6}) \text{ kPa} = 340,47 \text{ kPa}$$

Pipa 4

$$\text{Panjang (L)} = 2 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 52,5018 \text{ mm} = 0,0525 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang (A)} &= \frac{1}{4} \times \pi \times \text{ID}^2 \\ &= \frac{1}{4} \times \frac{22}{7} \times (52,5018 \text{ mm})^2 \\ &= 2165,625 \text{ mm}^2 = 0,0021 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Elevasi (h)} = 0 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan masuk (P}_{\text{in}}) &= \text{Tekanan keluar pipa sebelumnya (Gate valve)} \\ &= 86,662 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan (v)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,8 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0021 \text{ m}^2} = 380,95 \text{ m/jam} = 0,10 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Reynold (Re)} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\mu} \\ &= \frac{998 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,10 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0,0525 \text{ m}}{0,001 \text{ Pa.s}} = 52395 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Friction (fD)} &= \frac{0,25}{\log \left(\frac{\varepsilon}{3,7 \times \text{ID} + \frac{5,74}{\text{Re}^{0,9}}} \right)^2} \\ &= \frac{0,25}{\log \left(\frac{0,045}{3,7 \times 0,0525 + \frac{5,74}{52395^{0,9}}} \right)^2} \\ &= 0,05 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Head Loss (H}_{\text{loss}}) &= fD \times \frac{L}{ID} \times \frac{v^2}{2g} \\ &= 0,05 \times \frac{2,5 \text{ m}}{0,0525 \text{ m}} \times \frac{(0,10 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,100 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Pressure drop } (\Delta P) &= \rho \times g \times (H_{\text{loss}} + \text{Elevasi})/1000 \\ &= 998 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times (0,100 \text{ m} + (0)) \\ &= 0,97 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P_{\text{out}} &= P_{\text{in}} - \Delta P \\ &= (85,992 - 0,97) \text{ kPa} \\ &= 85,022 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta P/100 &= \frac{L}{100} \times \Delta P \\ &= \frac{2}{100} \times (0,97 \text{ kPa}) = 0,0194 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan maksimum} &= \sqrt{\frac{80}{\frac{fD}{4} \times \rho}} \\ &= \sqrt{\frac{80}{\frac{0,05}{4} \times 998 \text{ kg/m}^3}} = 2,53 \text{ m/s}\end{aligned}$$

Perhitungan yang sama dilakukan pada setiap pompa proses dan pompa utilitas yang spesifikasinya terdapat pada Bab 4 Spesifikasi Alat

L4.12 Evaporator

Fungsi : Memekatkan larutan Maltodekstrin

Tipe : Multi effect evaporator

Evaporator effect 1

kondisi operasi

$$Q = 159,55 \text{ Kg/s}$$

$$T_{\text{in}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{Out}} = 81,70 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 8,29^{\circ}\text{C}$$

$$UD = 3200$$

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T}$$

Keterangan:

Q = Perpindahan panas

U = Koefisien perpindahan panas

A = suhu permukaan perpindahan panas

ΔT = perbedaan suhu antara aliran keluar dan aliran masuk

$$A = \frac{159,55 \times 1000}{3200 \times 11,41}$$

$$A = 6 \text{ m}^2$$

Kondisi tube calandria:

Ukuran tube = 2 in

Panjang tube = 12 ft

Dipilih: pipa standar dengan ukuran 2 in IPS schedule 40. Sehingga diperoleh

OD = 2.35 in

ID = 2 in

A't (Flow area per pipe) = $3.35 \text{ in}^2 = 0.27916666667 \text{ ft}^2$ (Tabel 11 (Kern, 1965))

$$\text{jumlah } j \text{ tube. } N_t = \frac{A}{a't \times L}$$

Keterangan:

A = suhu permukaan perpindahan panas

a't = Luas aliran per pipa data dari (Kern, 1965). table 11

L = Panjang tube

$$= \frac{6}{0.2792 \times 12}$$

$$= 1,79 \text{ buah} = 2 \text{ buah}$$

Dimensi Evaporator

$$\begin{aligned} \text{Luas Penampang: } A &= N_t \times a't \\ A &= 2 \times 0.2792 \\ A &= 0,5584 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Evaporator : } D_{\text{evap}} &= \sqrt{4 \times \frac{A}{\pi}} \\ &= \sqrt{4 \times \frac{0,5584}{\pi}} \\ &= 0,84 \text{ ft} \\ &= 10,08 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi evaporator: Asumsi di } H/D = 1.5$$

$$\begin{aligned} H &= 1.5 \times D \\ &= 1.5 \times 0,84 \\ &= 1,26 \text{ ft} = 15,12 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter Centerwall:

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi } D_{cw} &= 1 \times D_{\text{evap}} \\
 &= 1 \times 0,84 \\
 &= 0,84 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tebal minimum shell :

$$ts = \frac{P_{des} \times r}{f \times E - 0.6 P_{des}} + C$$

(Persamaan 14.34 Brownell & Young)

Keterangan:

- ts = Tebal Evaporator
- P = Tekanan design
- f = Tegangan yang diijinkan (max. Allowable Stress). Bahan yang digunakan adalah : *Stainless Steel SA-167 Grade 11 type 316* (Brownell and Young hlm. 342) = 18750 psi (Brownell & Young . item 4 . hal 342)
- r = Jari - jari inside diameter of shell (in)
- C = Faktor korosi. diperkirakan umur pabrik alat 10 tahun sehingga 0.125 in (Tabel 6 . Peters hal 574)
- E = Welded Joint Efficiency untuk single welded butt joint dengan backing stripfull radiography dengan stress relieve 80 % (Table 13.2 hal . 254 . Brownell & Young)

Bahan konstruksi shell adalah : : *Stainless Steel SA-167 Grade 11 type 316*

$$\begin{aligned}
 F &= 18750 \text{ psi} \\
 E &= 0.8 \\
 C &= 0.125
 \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 0,50 \text{ bar} = 7,25 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{des}} &= 1.1 \times P_{\text{operasi}} \\
 &= 1.1 \times 7,25 \\
 &= 7,975 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Sehingga ts

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{7,25 \times 15,18}{18750 \times 0.8 - (0.6 \times 7,25)} + 0.125 \\
 &= 0,132 \text{ in} \\
 &= 0.18575 \text{ in (Standarisasi dari Brownell Tabel 5.7 Hal 89)} \\
 &= 3/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi Diameter

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2t \\
 &= 0,84 + 2(0.18575) \\
 &= 30 \text{ in}
 \end{aligned}$$

= 32 in (Standarisasi dari Brownell Tabel 5.7 Hal 89)

$$ID = OD - 2t$$

$$ID = 32 - 2(0.18575)$$

$$ID = 31,6285 \text{ in}$$

Tebal colonial dishead (bawah)

sudut conis yang dipakai 30°

$$\begin{aligned} \text{tebal colonial} &= \frac{P \times D}{2 \cos \alpha (f.E - 0.6 P)} + C \\ &= \frac{10,25 \times 24,3}{2 \cos \alpha (18750 \times 0.8 - 0.6 \times 10,25)} + C \\ &= 3/8 \text{ in} \end{aligned}$$

Evaporator effect 2

kondisi operasi

$$Q = 118,93 \text{ Kg/s}$$

$$T_{in} = 71,56^\circ \text{C}$$

$$T_{Out} = 77,18^\circ \text{C}$$

$$\Delta T = 10,14^\circ \text{C}$$

$$UD = 1950$$

sehingga luas permukaan yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{UD \times \Delta T} \\ A &= \frac{1511,452633 \times 1000}{1950 \times 13,40} \\ A &= 57,8435756984 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Kondisi tube calandria:

Ukuran tube (ID)= 2 in

Panjang tube (L) = 12 ft

Dipilih: pipa standar dengan ukuran 2 in IPS schedule 40. sehinggadiperoleh

OD = 2.35 in

ID = 2 in

A't (Flow area per pipe) = $3.35 \text{ in}^2 = 0.27916666667 \text{ ft}^2$ (Kern, 1965) table 11

$$\begin{aligned} \text{jumlah /j tube. Nt} &= \frac{A}{a't \times L} \\ &= \frac{57,8435756984}{0.2792 \times 12} \\ &= 18 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dimensi Evaporator

$$\begin{aligned} \text{Luas Penampang: } A &= Nt \times a't \\ A &= 18 \times 0.2792 \\ A &= 5,0256 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Evaporator : } D_{\text{evap}} &= \sqrt{4 \times \frac{A}{\pi}} \\ &= \sqrt{4 \times \frac{5,0256}{\pi}} \\ &= 2,53 \text{ ft} = 30,36 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi evaporator:

Asumsi di H/D = 1.5

$$\begin{aligned} H &= 1.5 \times D \\ &= 1.5 \times 2,53 \\ &= 3,795 \text{ ft} = 45,54 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter Centerwall:

$$\begin{aligned} \text{Asumsi Dcw} &= 1 \times D \text{ evap} \\ &= 1 \times 2,53 \\ &= 2,53 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tebal minimum shell :

$$t_s = \frac{P_{des} \times r}{f \times E - 0.6 P_{des}} + C$$

Bahan konstruksi shell adalah : *Stainless Steel SA-167 Grade 11 type 316*

$$\begin{aligned} F &= 18750 \text{ psi} \\ E &= 0.8 \\ C &= 0.125 \\ P \text{ operasi} &= 0.41 \text{ bar} = 5,94 \text{ psi} \\ P_{des} &= 1.1 \times P_{operasi} \\ &= 1.1 \times 5,94 \text{ psi} \\ &= 5,94 \text{ psi} \end{aligned}$$

Sehingga t_s

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{5,94 \times 15,18}{18750 \times 0.8 - (0.6 \times 5,94)} + 0.125 \\ &= 0,131 \text{ in} \\ &= 0.18575 \text{ in (Standarisasi dari Brownell Tabel 5.7 Hal 89)} \\ &= 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi Diameter

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2t \\ &= 30,36 + 2(0.18575) \\ &= 30,73 \text{ in} \\ &= 32 \text{ in (Standarisasi dari Brownell Tabel 5.7 Hal 89)} \\ ID &= OD - 2t \\ &= 32 - 2(0.18575) \\ &= 32,3715 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal colonial dishead (bawah)

sudut conis yang dipakai 30°

$$\begin{aligned} \text{tebal colonial} &= \frac{P \times D}{2 \cos \alpha (f.E - 0.6 P)} + C \\ &= \frac{5,94 \times 24,3}{2 \cos \alpha (18750 \times 0.8 - 0.6 \times 5,94)} + C \\ &= 1/4 \text{ in} \end{aligned}$$

Evaporator effect 3

kondisi operasi

$$Q = 1454,32421 \text{ Kg/s}$$

$$T_{in} = 77,18^{\circ}\text{C}$$

$$T_{Out} = 53,93^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 23,52^{\circ}\text{C}$$

$$UD = 1100$$

sehingga luas permukaan yang dibutuhkan:

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T}$$

$$A = \frac{1454,32421 \times 1000}{1100 \times 23,52}$$

$$A = 56,2122839363 \text{ m}^2$$

Kondisi tube calandria:

$$\text{Ukuran tube} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Panjang tube} = 12 \text{ ft}$$

Dipilih: pipa standar dengan ukuran 2 in IPS schedule 40. sehinggadiperoleh

$$OD = 2.35 \text{ in}$$

$$ID = 2 \text{ in}$$

$$A't \text{ (Flow area per pipe)} = 3.35 \text{ in}^2 = 0.27916666667 \text{ ft}^2 \text{ (Kern, 1965) table 11)}$$

$$\begin{aligned} \text{jumlah /j tube. Nt} &= \frac{A}{a't \times L} \\ &= \frac{56,2122839363}{0.2792 \times 12} \\ &= 17 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dimensi Evaporator

$$\begin{aligned} \text{Luas Penampang: } A &= Nt \times a't \\ A &= 17 \times 0.2792 \\ A &= 4,7464 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Evaporator : } D_{\text{evap}} &= \sqrt{4 \times \frac{A}{\pi}} \\ &= \sqrt{4 \times \frac{4,7464}{\pi}} \\ &= 2,46 \text{ ft} = 29,52 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi evaporator:

$$\text{Asumsi di } H/D = 1.5$$

$$\begin{aligned} H &= 1.5 \times D \\ &= 1.5 \times 2,46 \\ &= 3,69 \text{ ft} = 44,28 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter Centerwall:

$$\text{Asumsi } D_{cw} = 1 \times D_{\text{evap}}$$

$$= 1 \times 2,46$$

$$= 2,46 \text{ ft}$$

Tebal minimum shell :

$$ts = \frac{P_{des} \times r}{f \times E - 0.6 P_{des}} + C$$

Bahan konstruksi shell adalah : *Stainless Steel SA-167 Grade 11 type 316*

$$\begin{aligned} F &= 18750 \text{ psi} \\ E &= 0.8 \\ C &= 0.125 \\ P_{\text{operasi}} &= 0,15 \text{ bar} = 2,17 \text{ psi} \\ P_{\text{des}} &= 1.1 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1.1 \times 2,17 \\ &= 2,387 \text{ psi} \end{aligned}$$

Sehingga ts

$$\begin{aligned} ts &= \frac{2,387 \times 14,76}{18750 \times 0.8 - (0.6 \times 2,387)} + 0,125 \\ &= 0,127 \text{ in} \\ &= 0.134 \text{ in (Standarisasi dari Brownell Tabel 5.7 Hal 89)} \\ &= 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2t \\ &= 29,52 + 2(0.134) \\ &= 29,78 \text{ in} \\ &= 30 \text{ in (Standarisasi dari Brownell Tabel 5.7 Hal 89)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2t \\ &= 30 - 2(0.134) \\ &= 29,732 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal colonial dishead (bawah)

sudut conis yang dipakai 30°

$$\begin{aligned} \text{tebal colonial} &= \frac{P \times D}{2 \cos \alpha (f \cdot E - 0.6 P)} + C \\ &= \frac{2,387 \times 22,8}{2 \cos \alpha (18750 \times 0.8 - 0.6 \times 2,387)} + C \\ &= 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

L4.13 Pompa Vakum

Pompa vakum (VP-301) berfungsi untuk Mengeluarkan molekul gas dari unit evaporator (EV-301) sehingga sistem dalam evaporator (EV-301) menjadi vakum. Tipe pompa vakum yang digunakan adalah Roots Vacuum Pump dengan material bahan berupa

Stainless steel SA-167 grade 11 type 316.

a) Menentukan laju alir Volumetri Fluida

Data Fluida :

Tekanan (P1) = 700 mbar

= 0,7 bar

n = 27,82 mol

R = 0,000082 m³.atm/mol K

Temperatur = 363,58 K

Laju alir volumetri fluida yang mengalir dapat ditentukan menggunakan persamaan gas ideal, yaitu :

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T$$

Dimana, untuk mencari laju alir volumetri menjadi :

$$\begin{aligned} V &= \frac{n \times R \times T}{P} \\ &= \frac{27,82 \text{ mol} \times 0,000082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/mol K} \times 363,58 \text{ K}}{0,7 \text{ atm}} \\ &= 1,18 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

b) Menentukan Daya Pompa Vakum

Daya pompa vakum diperoleh berdasarkan persamaan :

$$P_{\text{pompa vakum}} = \frac{V \times \Delta P}{36000 \times \eta}$$

Dimana :

$$V = 1,18 \text{ m}^3/\text{jam}$$

ΔP = Perbedaan tekanan antara tekanan suction (P1) dengan tekanan keluar (P2) pompa vakum

$$= 1013,25 \text{ mbar} - 700 \text{ mbar}$$

$$= 313,25 \text{ mbar}$$

η mech = Efisiensi mekanikal pompa vakum, untuk pompa vakum jenis roots vacuum

pump efisiensi mekanikal pompa sebesar 85%

$$P_{\text{pompa vakum}} = \frac{V \times \Delta P}{36000 \times \eta}$$

$$P_{\text{pompa vakum}} = \frac{1,18 \text{ m}^3/\text{jam} \times 313,25 \text{ mbar}}{36000 \times 0,85}$$

$$= 0,12 \text{ kW}$$

$$= 1 \text{ Hp}$$

L4.14 Tangki Penyimpanan HCl (T-101)

Fungsi : Tempat penampungan HCl

Fasa : Cair

Bentuk : Tangki silinder tegak dengan *flat bottomed* dan torispherical

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *Stainless steel* SA-167 tipe 316

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 30°C

Waktu tinggal : 7 hari = 168 jam

Menentukan Volume Cairan

Laju alir liquid = 0,177 kg/jam

Densitas liquid = 1637,199985 kg/m³

$$\text{Volume} = \frac{\text{Laju alir} \times \text{waktu penyimpanan}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{0,177 \times 168}{1637,199985}$$

$$= 0,02 \text{ m}^3$$

Overdesign = 20%

Vt = Volume x 1,2

$$= 0,02 \times 1,2$$

$$= 0,02 \text{ m}^3 = 5788,47 \text{ liter}$$

Menentukan Diameter Dalam Tangki (ID)

$$H : ID = 1,5$$

$$H = 1,5 ID$$

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times ID^2 \times H$$

$$ID = \left(\frac{4 \times V_t}{1,5 \times \pi} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{4 \times 0,02}{1,5 \times 3,14} \right)^{1/3}$$

$$= 0,26 \text{ m} = 10,42 \text{ in}$$

$$r = \frac{ID}{2}$$

$$= 0,132 \text{ m} = 5,21 \text{ in}$$

$$H = 1,5 \times ID$$

$$= 1,5 \times 0,26$$

$$= 0,40 \text{ m} = 15,6 \text{ in}$$

Menentukan Tebal Tangki (Ts)

$$H \text{ cairan} = \frac{V_t}{0,25 \times \pi \times ID^2}$$

$$= \frac{0,02}{0,25 \times 3,14 \times 0,26^2}$$

$$= 0,40 \text{ m}$$

$$\text{Safety Factor} = 20\%$$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times g \times h$$

$$= 1637,199985 \times 9,8 \times 0,40$$

$$= 6413 \text{ N/m}^2 = 0,06 \text{ atm}$$

$$P \text{ desain} = 1,2 \times (P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik})$$

$$= 1,2 \times (1 + 0,06)$$

$$= 1,28 \text{ atm} = 18,75 \text{ psi}$$

$$ts = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell and Young hal 275})$$

Dimana :

f	=	Tegangan maksimum yang diinginkan (allowable stress) = 1250 psi
E	=	Efisiensi penyambungan
		Karena menggunakan tipe penyambungan : Single welded butt joint
		Maka berdasarkan tabel 13.2 Brownell Young, didapatkan nilai efisiensi penyambungan : 80%
r	=	Jari jari
c	=	Faktor korosi = 0,125 dengan umur alat 10 tahun
P	=	Tekanan

$$ts = \frac{18,75 \times 12,39}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 18,75} + 0,125$$

$$= 0,1 \text{ in}$$

Diambil ts standar 3/16 in (Brownell and Young, table 5.6)

Menentukan Diameter Tangki Sesungguhnya

$$OD = ID + (2 \times ts)$$

$$OD = 10,42 + 2 \times (3/16)$$

$$= 10,79 \text{ in} = 0,274 \text{ m}$$

Diambil OD standar 30 in

$$ID = OD - (2 \times ts)$$

$$ID = 10,79 - 2 \times (3/16)$$

$$= 11,62 \text{ in} = 0,295 \text{ m}$$

Menentukan Tebal Head

Berdasarkan nilai OD yang digunakan, diperoleh data dari tabel 5.7 brownell & young :

$$Icr = 0,75$$

$$r = 12$$

Berdasarkan Brownell hlm.256 - 258 karena $icr/r > 6\%$ maka persamaan yang digunakan

$$W = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{r_c/r_i})$$

$$t = \frac{pr_c W}{2fE - 0.2p} + c$$

Dimana : W = faktor intensifikasi stress untuk torispherical head

r_i = inside corner radius

r_c = Radius of Crown

$$W = \frac{1}{2} \times (3 + \sqrt{\frac{30}{1,875}})$$

$$= 1,75$$

$$t_h = \frac{P \times r \times W}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C$$

$$= \frac{18,75 \times 30 \times 1,75}{2 \times 12650 \times 0,8 - 0,2 \times 18,75} + 0,125$$

$$= 0,144 \text{ in, diambil diameter standar} = 3/16 \text{ in}$$

Menentukan Tinggi Head Tangki

Berdasarkan tabel 5.6 untuk t_h yang digunakan, maka :

$$sf = 1,5 - 2 \text{ in digunakan } sf = 1,5 \text{ in}$$

Tinggi head (OA) = $t_h + b + sf$ (Brownell and Young 1959)

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$

$$BC = r - (icr)$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$OA = t + b + sf$$

t = head thickness, inches

icr = inside-corner radius, inches

sf = straight flange, inches

r = radius of dish, inches

OD = outside diameter, inches

b = depth of dish (inside), inches

$a = ID/2$ = inside radius, inches

s = slope of cone, degrees

OA = overall dimension, inches

H = diameter of flat spot, inches

$$a = \frac{11,62}{2} = 5,81 \text{ in}$$

$$AB = 5,81 - 0,75 = 5,06 \text{ in}$$

$$BC = 12 - 0,75 = 11,25 \text{ in}$$

$$AC = (11,25^2 - 5,06^2)^{0,5} = 10,05 \text{ in}$$

$$b = 12 - 10,05 = 1,95 \text{ in}$$

$$OA = 0,1875 + 1,5 + 1,95 = 3,64 \text{ in} = 0,09 \text{ m}$$

Menentukan Volume Head

Bagian lengkung torispherical head (Vh') diasumsikan $icr/r = 6\%$ (tanpa bagian straight flange)

$$Vh' = 0,000049 \times ID^3$$

$$Vh' = 0,000049 \times 11,62^3$$

$$= 0,076979479 \text{ in}$$

Bagian straight flange (Vsf)

$$Vsf = \frac{\pi}{4} D^2 s f$$

$$Vsf = 0,25 \times 3,14 \times 11,62^2 \times 1,5$$

$$= 159,27 \text{ in}$$

Total volume head (Vh) = Vh' + Vsf

$$Vh = 0,07 + 159,27$$

$$= 159,34 \text{ in} = 0,0026 \text{ m}^3$$

Menentukan Tinggi Tangki

Tinggi Shell

$$V_{\text{shell}} = V_t - V_h$$

$$V_{\text{shell}} = 0,02 - 0,0026$$

$$= 0,02 \text{ m}^3$$

$$H_{\text{shell}} = \frac{1}{4} \times \pi \times ID^2 \times H$$

$$= \frac{0,02}{0,25 \times 3,14 \times 0,29^2}$$

$$= 0,28 \text{ m}$$

$$H_t = H_{\text{shell}} + (2 \times OA)$$

$$H_t = 0,28 + (2 \times 0,092)$$

$$= 0,47 \text{ m} = 18,33 \text{ in}$$

Perhitungan yang sama dilakukan pada tangki untuk menyimpan NaOH yang spesifikasinya terdapat pada Bab 4 Spesifikasi Alat

L4.15 Reaktor Liquifikasi

Fungsi : Mereaksikan pati menjadi dekstrin dengan bantuan enzim α -amylase

Temperature : 95°C

Tekanan : 1 atm

V cairan : $4290,691 \text{ L} = 4,290 \text{ m}^3 = 151,52 \text{ ft}^3$

V shell : $11444,714 \text{ L} = 11,444 \text{ m}^3 = 404,170 \text{ ft}^3$

ρ campuran : $1127,731 \text{ kg/m}^3 = 70,402 \text{ lb/ft}^3$

Menghitung Dimensi Reaktor

$D : H = 1$ (Brownell, 1959)

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$= \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 V_{\text{shell}}}{\pi}}$$

$$D_{\text{shell}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 11,444}{3,14}}$$

$$= 2,442 \text{ m} = 96,17 \text{ in} = 8,014 \text{ ft}$$

$D_{\text{shell}} = H_{\text{shell}}$, sehingga :

$$H_{\text{shell}} = 2,442 \text{ m} = 96,17 \text{ in} = 8,014 \text{ ft}$$

Bentuk reaktor yang dipilih:

Untuk P operasi 1 atm dipilih bentuk torespherical dished head (Brownell, page 88)

$$V_{\text{dish}} = 0,000049 D_s^3$$

$$= 0,000049 \times 8,014^3$$

$$= 0,025 \text{ ft}^3 = 43,59 \text{ in}^3 = 0,000714 \text{ m}^3$$

Menghitung Tinggi Cairan

$$H_c = \frac{V_{cairan}}{V_{shell}} \times H_s$$

$$= \frac{4,290}{11,444 + 0,238} \times 2,44$$

$$= 0,897 \text{ m}$$

Tekanan Design (P design)

$$P \text{ lingkungan} = 1 \text{ atm} = 14,689 \text{ psi}$$

$$G = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Faktor Kelonggaran} = 20\%$$

P hidrostatik

$$P_h = \rho \times g \times h$$

$$= 1127,731 \times 9,8 \times 0,897$$

$$= 9915,167 \text{ Pa} = 1,438 \text{ Psi}$$

$$P \text{ design} = (1 + \text{faktor kelonggaran}) \times (P_h + P_o)$$

$$= (1 + 0,2) \times (1,438 + 14,698)$$

$$= 19,363 \text{ Psi}$$

Menghitung Tebal Shell

$$t_s = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C$$

Dimana :

$$P = 19,36329135 \text{ psi}$$

$$r = 1,221467081 \text{ m}$$

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 80\%$$

$$C = 0,1250 \text{ in} / 10 \text{ tahun}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} ts &= \frac{19,363 \times 1,221}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 19,363} + 0,1250 \\ &= 0,127 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil ts standar = 3/16 in

Spesifikasi Reaktor

Untuk ts = 3/16, diambil sf = 2 in = 0,1667 ft

$$\begin{aligned} V_{sf} &= \frac{\pi}{4} D^2 s f \\ &= \frac{3,14}{4} 8,014^2 \times 0,1667 \\ &= 8,404 \text{ ft}^3 = 0,238 \text{ m}^3 = 14522,97 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

V head = V dish + Vsf

$$\begin{aligned} &= 0,025 + 8,404 \\ &= 8,429 \text{ ft}^3 = 0,238 \text{ m}^3 = 14522,97 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

V reactor = V shell + 2 x Vhead

$$\begin{aligned} &= 11,444 + 2 \times 0,238 \\ &= 11,922 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung Tebal Head

P = Pdesign – Plingkungan

$$\begin{aligned} &= 19,363 - 14,869 \\ &= 4,66 \text{ psi} \end{aligned}$$

OD = ID shell + 2 x ts

$$\begin{aligned} &= 96,17 + 2 \times 0,127 \\ &= 96,553 \text{ in} = 2,452 \text{ m} \end{aligned}$$

Dicari ukuran OD standart :

$$OD = 102 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.7, Brownell \& Young, 1959:90})$$

$$ts = 0,1875 \text{ in}$$

$$icr = 6,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.7, Brownell \& Young, 1959:90})$$

$$r = 96 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.7, Brownell \& Young, 1959:90})$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

$$= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{96}{6,125}} \right)$$

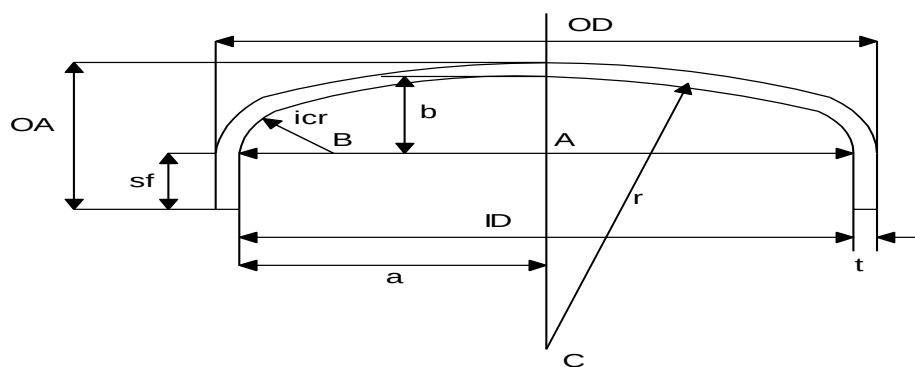
$$= 1,73 \text{ in}$$

$$th = \frac{P \times r \times w}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C$$

$$= \frac{4,665 \times 96 \times 1,73}{2 \times 12650 \times 0,8 - 0,2 \times 4,665} + 0,1250$$

$$= 0,163 \text{ in, diambil th standar} = 3/16$$

Menghitung Tinggi Head



Gambar L4. 12 Penentuan tinggi head

Dengan th sebesar 3/16" maka didapatkan nilai sf adalah 1 1/2 - 2,5

Sehingga, dipilih sf : 2,000 in

$$ID = OD - 2ts$$

$$\begin{aligned} ID &= 101,625 \text{ in} \\ &= 2,581275 \text{ m} \end{aligned}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$a = 50,8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$AB = 44,6875 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$BC = 89,875 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$AC = 77,97783639 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$b = 18,02216361 \text{ in}$$

$$h_{\text{Head}} = th + b + sf$$

$$\begin{aligned} h_{\text{Head (OA)}} &= 20,210 \text{ in} \\ &= 0,513325456 \text{ m} \end{aligned}$$

$$h_{\text{Reaktor}} = 2 h_{\text{Head}} + h_{\text{Shell}}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{Reaktor}} &= 3,469585073 \text{ m} \\ &= 136,5979113 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung Spesifikasi Pengaduk

Dari tabel 8.3 Rase, 1977 :

Sistem : reactions in solutions : Turbine (max : 20.000 gal)

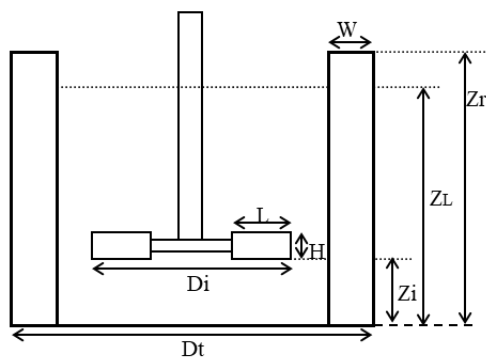
Propeller (max : 10.000 gal ($\pm 37 \text{ m}^3$))

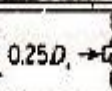
Paddle (max : 1000 gal)

Dipilih : Turbine, karena :

- 1) Jenis pengaduk ini efektif untuk jangkauan viscositas yang sangat luas
- 2) Pencampuran sangat baik, bahkan dalam skala mikro

jenis = 6 flat blade turbine impeller



Type of Impeller	$\frac{D_i}{D_t}$	$\frac{Z_1}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Baffles *	
				No.	w/D_i
Turbine with 6 flat blades. 	3	2.7 - 3.9	0.75 - 1.3	4	0.17

Gambar L4. 13 Type impeller

$$D_t/D_i = 3$$

$$D_t = 101,625 \text{ in} = 2,581275 \text{ m}$$

$$D_i = 33,875 \text{ in} = 0,860425 \text{ m}$$

$$Z_i/D_i = 0,7500$$

$$Z_i = 25,40625 \text{ in} = 0,64531875 \text{ m}$$

$$Zl/Di = 2,7000$$

$$Zl = 91,4625 \text{ in} = 2,3231475 \text{ m}$$

$$W/Di = 0,1700$$

$$W = 5,75875 \text{ in} = 0,14627225 \text{ m}$$

$$L = 0,25 \cdot Di = 8,46875 \text{ in} = 0,21510625 \text{ m}$$

$$H = 0,2 \cdot Di = 6,775 \text{ in} = 0,172085 \text{ m}$$

Didapatlah spesifikasi pengaduk sebagai berikut:

$$\text{Diameter pengaduk (Di)} = 0,860425 \text{ m}$$

$$\text{Jarak pengaduk (Zi)} = 0,64531875 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi pengaduk (H)} = 0,172085 \text{ m}$$

$$\text{Lebar pengaduk (L)} = 0,21510625 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle (W)} = 0,14627225 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah baffle} = 4 \text{ buah}$$

$$\text{Tinggi baffle} = 1,954347329 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam reaktor (ZL)} = 2,3231475 \text{ m}$$

Menghitung Jumlah Impeler

WELH (Water Equivalen Liquid High)

$$WELH = h \text{ cairan} \times sg$$

$$= 2,323 \times 1,17$$

$$= 2,727 \text{ m} = 8,947 \text{ ft}$$

$$sg = \frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}}$$

$$= \frac{1,127}{0,961}$$

$$= 1,173$$

$$\Sigma \text{impeller} = \frac{WELH}{D}$$

$$= \frac{2,72}{2,581}$$

= 1,056 , maka didapat jumlah pengaduk = 1

Menghitung Kecepatan Putaran Pengaduk

$$N = \frac{600}{\pi D I} \sqrt{\frac{WELH}{2 D I}}$$

$$= \frac{600}{3,14 \times 2,822} \sqrt{\frac{2,727}{2 \times 2,822}}$$

$$= 85,21 \text{ rpm} = 1,420 \text{ rps}$$

Menghitung Daya Reaktor

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \times N \times D_i^2}{\mu}$$

$$= \frac{70,402 \times 1,42 \times 2,822^2}{0,569}$$

$$= 1398,574$$

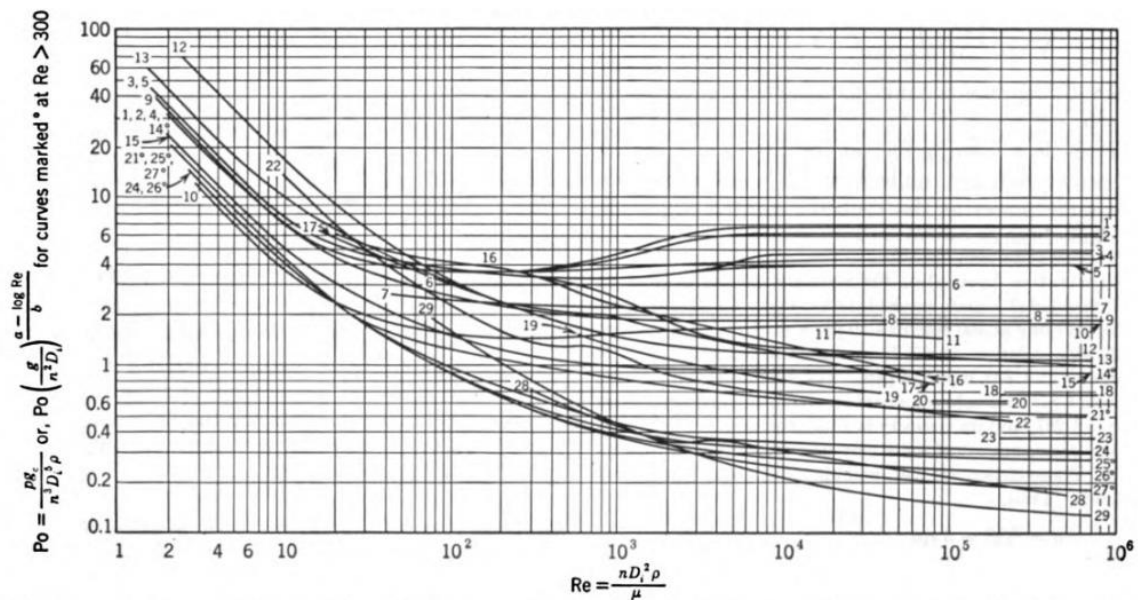


FIG. 477. Power consumption of various agitators expressed in terms of Po as a function of Reynolds number, Re . For curves marked with $^{\circ}$ surface effects become important and the Froude number $Fr = g/n^2 D_i$ is included as indicated for $Re > 300$.

Gambar L4. 14 Grafik bilangan reynold untuk reaktor

dari fig.477, Brown page 507, didapatkan

$$Po = 5$$

$$\begin{aligned} \text{Power Pengaduk} &= \frac{Po \times N^3 \times Di^5 \times \rho}{Gc} \\ &= \frac{5 \times 1,42^3 \times 2,822^5 \times 70,402}{32,174} \\ &= 5618,59 \text{ ft.lbf/s} = 10,21 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi} = 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{10,21}{0,8} \\ &= 12,769 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Perhitungan yang sama dilakukan pada reactor sakarifikasi untuk mengubah dekstrin menjadi maltodekstrin yang spesifikasinya terdapat pada Bab 4 Spesifikasi Alat

L4.16 Screw Conveyor (SC-101)

Fungsi : Membawa bahan padatan sekaligus produk

Fasa : Padat

Kondisi Operasi :

Massa bahan : 454,5 kg/h

P desain : 1 atm

Berdasarkan Perry's Edisi VII Tabel 21-3 bahan yang dapat dimasukan ke dalam screw conveyor dapat diklasifikasikan ke dalam C16R, dimana :

- C = Granular 3,18 mm to 12,7 mm
- 1 = Sluggish – angle to respose 45° and up
- 6 = Nonabrssive
- R = Give off dust

Berdasarkan Perry's Edisi VII Tabel 21-5 bahan memenuhi screw conveyor 30 %

Penentuan Kapasitas Conveyor

$$\text{Bahan masuk} = 454,5 \text{ kg/h} = 1001,998 \text{ lb/h}$$

$$\text{Faktor Keamanan} = 20\%$$

$$\text{Densitas bahan} = 1500 \text{ kg/m}^3 = 93,64 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas volume} &= \frac{\text{bahan masuk}}{\text{densitas bahan}} \\ &= \frac{1001,998}{93,64} \\ &= 10,7 \text{ ft}^3/\text{h} \end{aligned}$$

Berdasarkan table 21-6 Perry edisi VII hal 21-8

$$\text{Kapasitas} = 200 \text{ ft}^3/\text{h} = 3,333333333 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$\text{Diameter piringan} = 9 \text{ in}$$

$$\text{Diameter pipa} = 2,5 \text{ in}$$

$$\text{Diameter corong} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Hanger centers} = 10 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang} = 15 \text{ ft}$$

Perhitungan Daya Conveyor

$$P = \frac{C \times L \times W \times F}{33000}$$

Dimana :

C = Kapasitas Screw Conveyor

L = Panjang Screw Conveyor

W = Massa jenis

F = Fakor material = 2,50

$$P = \frac{3,33 \times 15 \times 93,64 \times 2,50}{33000}$$

$$= 0,355 \text{ hp}$$

Efisiensi = 80%

Daya = P x Efisiensi

$$= 0,355 \times 80\%$$

$$= 0,443 \text{ hp}$$

Perhitungan yang sama dilakukan pada SC-102, SC-201, SC-301 yang spesifikasinya terdapat pada Bab 4 Spesifikasi Alat

L4.17 Belt Conveyor (BC-301)

Fungsi = Mengangkut hasil saringan dari RDF-301

Jenis = Open belt conveyor

Temperature = 30°

Laju alir massa = $7409,56 \text{ kg/batch} = 1,02 \text{ m}^3/\text{jam}$

Densitas bahan = $7266,79 \text{ kg/m}^3$

Waktu Pengangkutan = 2 menit

Kapasitas = $308,73 \text{ kg/jam}$

Laju alir massa overdesign = $1,2 \times \text{kapasitas}$
 $= 1,2 \times 308,73$
 $= 370,48 \text{ kg/jam} = 0,37 \text{ ton/jam}$

Laju alir conveyor = $0,37 \text{ ton/jam}$

Perhitungan Dimensi

Berdasarkan Perry's ed.7th tabel 21.7 hal 21.11 maka dipilih belt dengan

Kapasitas = $32 \text{ ton/jam} = 4,40 \text{ m}^3/\text{jam}$

Tipe = Troughed belt on 45° Antifriction idlers

Luas belt = $0,11 \text{ ft}^2 = 0,0102 \text{ m}^2$

Kecepatan Belt = 100 ft/menit

Volumetric rate = luas belt x kecepatan belt
 $= 0,11 \times 100$
 $= 11 \text{ ft}^3/\text{menit}$

Panjang belt = $20 \text{ m} = 65,62 \text{ ft}$ (Perry's ed. 7th table 21.7 hal 21.11)

Elevasi = $3 \text{ m} = 9,84 \text{ ft}$

Menentukan Daya

$$\begin{aligned}\text{Menentukan daya untuk belt kosong} &= \frac{0,03 \times (\text{panjang belt} + 150) \times (0,03 \times (1 \times 12) \times \text{kecepatan belt})}{990} \\ &= \frac{0,03 \times (65,62 + 150) \times (0,03 \times (1 \times 12) \times 65,62)}{990} \\ &= 0,23 \text{ Hp}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Menentukan daya untuk membawa bahan} &= \frac{0,03 \times (\text{panjang belt} + 150) \times \text{laju alir conveyor}}{990} \\ &= \frac{0,03 \times (65,62 + 150) \times (0,03 \times (1 \times 12) \times 0,37)}{990} \\ &= 0,0024 \text{ Hp}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Menentukan daya akibat Elevasi} &= \frac{\text{laju alir conveyor} \times \text{elevasi}}{990} \\ &= 0,0037 \text{ Hp}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Menentukan daya total} &= \text{Daya belt kosong} + \text{daya belt isi} + \text{daya akibat elevasi} \\ &= 0,23 + 0,0024 + 0,0037 \\ &= 0,2413 \text{ Hp}\end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi} = 80 \%$$

$$\begin{aligned}\text{Daya sesungguhnya} &= P \times \text{efisiensi} \\ &= 0,2413 \times 0,8 \\ &= 0,20 \text{ Hp}\end{aligned}$$

LAMPIRAN 5

ANALISIS EKONOMI

L5.1. Ketetapan yg diambil

Pada perancangan pabrik diperlukan Analisa ekonomi untuk mengetahui perkiraan jumlah investasi modal. Analisa ekonomi tersebut meliputi :

1. *Capital Investment* dan kepemilikan modal.
2. Besarnya keuntungan yang didapat dan *Break Event Point*
3. *Net Cash Flow/Net present Value*.
4. *Pay Back Period* / waktu pengambilan modal.
5. *Internal Rate of Return*.

Dalam perancangan pabrik Maltodextrin, perkiraan Analisa ekonomi dilakukan berdasarkan pada kapasitas yang telah ditentukan. Sedangkan untuk perkiraan alat-alat produksi dan penunjang diambil berdasarkan dari berbagai buku dan website.

Adapun asumsi yang dilakukan dalam Analisa ekonomi perancangan pabrik *Maltodextrin*, adalah sebagai berikut :

- a. Pembangunan fisik pabrik akan dibangun pada akhir 2023 dengan massa konstruksi, investasi, dan instalasi selama satu tahun, sehingga pabrik diharapkan mulai beroperasi secara komersial pada akhir tahun 2024.
- b. Proses yang digunakan merupakan proses *semi batch*.
- c. Jumlah hari kerja dalam setahun adalah 330 hari.
- d. *Shut down* dilakukan selama 28 hari yang bertujuan untuk dilakukannya perawatan, perbaikan alat menyeluruh, sedangkan *start up* berlangsung selama 14 hari dalam satu tahun.
- e. Modal kerja (*Working Capital*) diperhitungkan selama 3 bulan.
- f. Umur alat pabrik 10 tahun.
- g. Asumsi nilai mata uang dollar terhadap rupiah tahun 2022 adalah 1US\$ = Rp.15.500
- h. Pada tahun 2024 kondisi pasar stabil dengan tingkat bunga bank yaitu 10%.
- i. Kenaikan harga hasil produk sebesar 10% per-tahun.
- j. Kenaikan gaji pegawai sebesar 10% per-tahun.

k. *Salvage Value* 10% dari *Fixed Capital Investment (FDCI)* tanpa harga tanah.

L5.2. Index harga

Penaksiran harga dalam perhitungan ekonomi pabrik maltodextrin digunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* seperti pada Tabel L5.1

Tabel L5. 1 Indeks Harga Tahun 1987-2022

Tahun	Index
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7

2012	584,6
2013	584,6
2014	576,1
2015	556,8
2016	615,1
2017	627,8
2018	640,5
2019	653,2
2020	665,8
2021	678,5
2022	691,2

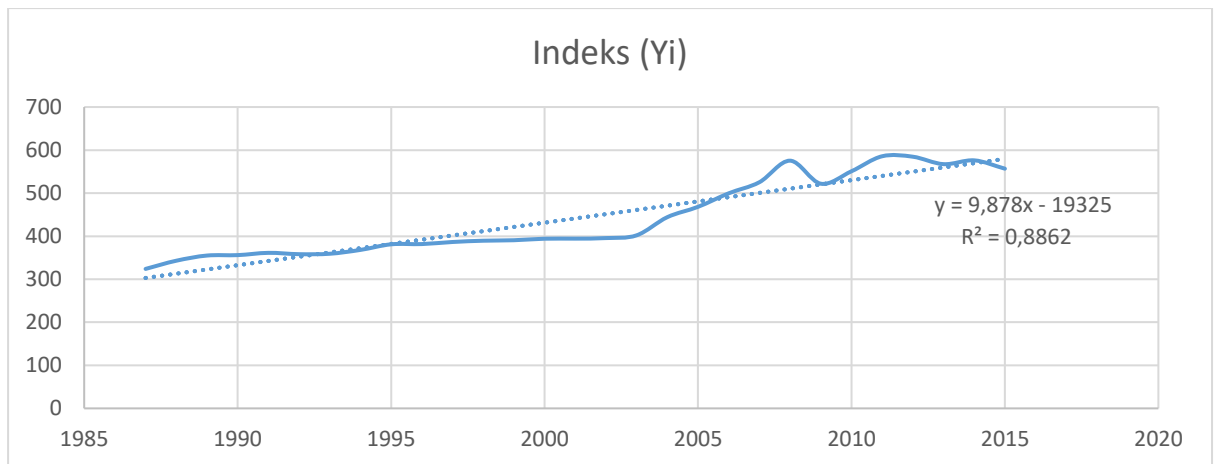
Sumber :[http:// www.chemengonline.com/pci](http://www.chemengonline.com/pci)

Tabel L5.2 menunjukan indexs harga pada tahun 2023-2027 yang dihitung dengan menggunakan metode ekstrapolasi regresi linear dari data tahun sebelumnya.

Tabel L5. 2 Indeks Harga Tahun 2023-2027

Tahun	Index
2023	703,9
2024	716,5
2025	729,2
2026	741,9
2027	754,6

Garfik Linearisasi dari tabel indeks harga diatas sehingga diperoleh data tahun 2023-2027 dapat dilihat gambar L5.1.



Gambar L5. 1 Grafik Hubungan Indeks Harga Terhadap Tahun

Bedasarkan regresi linear pada gambar L5.1., diperoleh persamaan garis :

$$Y = 9.878x - 19325$$

Sehingga indeks harga pada tahun 2023 dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan garis dan didapatkan harga *cost index* untuk tahun 2023 sebesar 703,9.

Ditentukan harga alat pada kapasitas yang sesuai dengan tahun pendirian pabrik berdasarkan pada persamaan *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, Max S Peter Halaman 164, sebagai berikut :

$$H_2 = H_1 \times \left(\frac{I_2}{I_1}\right) \times \left(\frac{K_2}{K_1}\right)^{exp}$$

$$\text{Harga Total} = H_2 \times n$$

Keterangan :

H_2 : Harga alat yang dicari (pada tahun konstroksi pabrik)

H_1 : Harga referensi (harga pada tahun yang telah diketahui)

I_1 : Indeks harga tahun konstruksi pabrik.

I_2 : Indeks harga tahun referensi atau terpasang

K_1 : Kapasitas yang diketahui

K_2 : Kapasitas sekarang

n : Jumlah alat

exp : Eksponen (Perry Tabel 9-50 halaman 9-69)

L5.3. Daftar Harga peralatan

$$H_2 = H_1 \times \left(\frac{I_2}{I_1}\right) \times \left(\frac{K_2}{K_1}\right)^{exp}$$

$$\text{Harga Total} = H_2 \times n$$

Keterangan :

H₂ : Harga alat yang dicari (pada tahun konstroksi pabrik)

H₁ : Harga referensi (harga pada tahun yang telah diketahui)

I₁ : Indeks harga tahun konstruksi pabrik.

I₂ : Indeks harga tahun referensi atau terpasang

K₁ : Kapasitas yang diketahui

K₂ : Kapasitas sekarang

n : Jumlah alat

exp : Eksponen (Perry Tabel 9-50 halaman 9-69)

Salah satu contoh perhitungan alat, sebagai berikut :

Silo Bahan Baku Onggok (S-03)

Kapasitas : 554,78 m³

Jumlah : 1

$$\text{Harga} : \$ 100.000 \times \frac{691,2}{729,2} \times \left(\frac{Rp.15.500}{1}\right)^{0,49}$$

: Rp. 1.205.5

Tabel L5. 3 Harga Alat Proses Pabrik Maltodextrin

Kode	Nama Alat	Kapasitas		Jml	Harga (\$)	Exp	Harga Satuan	Harga Total
							Rp	Rp
MX-01	Mixer Tank	17500,54	kg/jam	1	1500	0,44	27.883.427	27,883,427
RL-01	Reaktor Liquifaction	17212	kg/jam	1	5040	0,44	93.688.316	93,688,316
RS-01	Reaktor Sakarifikasi	17651	kg/jam	1	5500	0,44	102.239.233	102,239,233
RF-01	Rotary Drum Filter	17651	kg/jam	1	16000	0,56	297.423.225	297.423.225
UF-01	Ultrafiltrasi Membran	72	ton/jam	300	54	0,56	839.132	839.132
CE-01	Cation Exchange	25	Ton/jam	1	1500	0,56	92.612.500	92.612.500
AE-01	Anion Exchange	25	Ton/jam	1	1500	0,56	92.612.500	92.612.500
EV-01	Evaporator	5000	kg/jam	3	16600	0,54	926.156.000	2,788,342,741
SD-01	Spray Dryer & Cyclone	3000	Kg/iam	1	120000	0,54	1.860.000.000	2,230,674,193
S-01	Silo Onggok	5259,8	Kg/iam	1	100000	0,7	1,858,895,161	1,858,895,161
S-02	Silo CaCl ₂	2150	Kg/jam	1	1000	0,7	18,588,951	18,588,951
S-03	Silo Maltodextrin	2796,4	kg/jam	1	100000	0,7	1,858,895,161	1,858,895,161
HB-01	Bin Hopper Alpha Amylase	300	Kg/jam	1	500	0,7	9,294,475	9,294,475
T-01	Tangki Air	105000	m ³	1	131100	0,3	2,437,011,556	2,437,011,556
T-02	Tangki HCl	1500	m ³	1	105100	0,3	1,953,698,814	1,953,698,814
T-03	Tangki NaOH	1500	m ³	1	105100	0,3	1,953,698,814	1,953,698,814
	Screw conveyor	9	in	5	200	0,5	3.704.500	18,588,951
	Belt Conveyor	9	In	1	380	0,5	7,063,801	7,063,801
P-201	Pompa Slurry	101,50	L/s	8	4500	0,67	69.750.000	669,202,258
P-202	Pompa HCl	98,01	L/s	1	499	0,67	9,275,886	9,275,886
P-203	Pompa NaOH	98,01	L/s	1	499	0,67	9.312.361	9.312.361
P-301	Pompa Filtrat	50,88	L/s	1	200	0,67	7.775.850	7.775.850
	Pompa Air	50,52	L/s	1	100	0,67	1,858,895	1,858,895
	Tangki Air Demineralisasi	1500	m ³	1	1500	0,3	23.250.000	23.250.000

	Tangki penyimpanan Bahan bakar	1500	gal	1	200	0,3	3.000.000	3.000.000
	Cooling Tower	25,6	Btu/hr	2	4500	0,6	3.375.000.000	6.750.000.000
	Boiler	337800	Lb/hr	1	115050	0,3	1.783.275.000	1.783.275.000
	Pompa utilitas	50,39	L/s	2	100	0,67	1.550.000	3.100.000
	Generator	4500	kW	1	25200	0,3	390.600.000	390.600.000

L5.4. Gaji Karyawan

Tabel L5. 4 Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Jenjang Pendidikan Minimum	Gaji / bulan (Rp)	Total Gaji/bulan (Rp)
1	Dewan komisaris	1	S2	Rp 25,000,000.00	Rp 25,000,000.00
2	Direktur	1	S2	Rp 30,000,000.00	Rp 30,000,000.00
3	Manajer	4	S1	Rp 18,000,000.00	Rp 72,000,000.00
4	Kepala Bagian	10	S1	Rp 12,000,000.00	Rp 120,000,000.00
5	Kepala Seksi	2	S1	Rp 10,000,000.00	Rp 20,000,000.00
6	Sekretaris Direktur	2	D3	Rp 8,000,000.00	Rp 16,000,000.00
7	Sekretaris Manajer	4	D3	Rp 5,000,000.00	Rp 15,000,000.00
	Karyawan Shift				
8	Proses				
	Ketua regu <i>shift</i>	3	S1	Rp 8,000,000.00	Rp 24,000,000.00
	Anggota <i>shift</i>	18	D3	Rp 6,000,000.00	Rp 108,000,000.00
9	Utilitas				
	Ketua regu <i>shift</i>	3	S1	Rp 8,000,000.00	Rp 24,000,000.00
	Anggota <i>shift</i>	12	D3		
10	Maintenance				
	Ketua regu <i>shift</i>	3	S1	Rp 8,000,000.00	Rp 24,000,000.00
	Anggota <i>shift</i>	12	D3	Rp 6,000,000.00	Rp 72,000,000.00
11	Keamanan				
	Ketua regu <i>shift</i>	3	SMA	Rp 4,000,000.00	Rp 12,000,000.00
	Anggota <i>shift</i>	6	SMA	Rp 3,400,000.00	Rp 20,400,000.00
12	<i>Quality control</i>				
	Ketua regu <i>shift</i>	3	S1	Rp 8,000,000.00	Rp 24,000,000.00
	Anggota <i>shift</i>	16	D3	Rp 6,000,000.00	Rp 96,000,000.00

13	K3	5	S1	Rp 8,000,000.00	Rp 40,000,000.00
14	Gudang	5	SMA	Rp 3,400,000.00	Rp 17,000,000.00
	Karyawan Non Shift				
15	Pemadam Kebakaran	5	SMA	Rp 3,400,000.00	Rp 17,000,000.00
13	Research & Development	5	S1	Rp 7,500,000.00	Rp 37,500,000.00
14	Promosi & Pemasaran	5	D3	Rp 3,400,000.00	Rp 17,000,000.00
15	Pemeliharaan Lingkungan	5	D3	Rp 3,400,000.00	Rp 17,000,000.00
16	Pembelian	3	D3	Rp 3,400,000.00	Rp 10,200,000.00
17	Keuangan	3	D3	Rp 3,400,000.00	Rp 10,200,000.00
18	Akunting	3	D3	Rp 3,400,000.00	Rp 10,200,000.00
19	Kepegawaian	3	D3	Rp 3,400,000.00	Rp 10,200,000.00
20	Humas	3	D3	Rp 3,400,000.00	Rp 10,200,000.00
21	<i>Office boy/girl</i>	4	SMA	Rp 3,400,000.00	Rp 13,600,000.00
22	Diklat	3	S1	Rp 7,500,000.00	Rp 22,500,000.00
23	Supir	4	SMA	Rp 3,400,000.00	Rp 13,600,000.00
TOTAL		158			Rp 1,020,600,000.00

Berdasarkan tabel L5.4, maka dapat ditentukan sebagai berikut :

Gaji / tahun	=	Rp.	12.247.200.000
Tunjangan Hari Raya (1 bulan gaji)	=	Rp.	1.020.600.000
Tunjangan makan dan transport (5% x a)	=	Rp.	612.360.000
Tunjangan kesehatan (2,5% x a)	=	Rp.	306.180.000
TOTAL GAJI PER TAHUN	=	Rp.	14.186.340.000

Pada pabrik Maltodextrin ini direncanakan akan terjadi kenaikan gaji setiap tahunnya sebesar 10%. Besarnya nominal kenaikan jumlah gaji yang harus dibayar selama 10 tahun pertama ditunjukkan pada Tabel L5.5.

Tabel L5. 5 Daftar Gaji Karyawan 10 Tahun Pertama

Tahun	Gaji Per-Tahun
1	Rp. 14.186.340.000
2	Rp. 15.604.974.000
3	Rp.17.165.471.400
4	Rp. 18.882.018.540
5	Rp.20.770.220.394
6	Rp.22.847.242.433
7	Rp.25.131.966.676
8	Rp.27.645.163.344
9	Rp.30.409.679.678
10	Rp. 33.450.647.646

L5.5. Perhitungan Modal Investasi (TCI)

Fixed Capital Investment (FCI) atau modal investasi tetap yaitu modal yang diperlukan untuk membeli seluruh peralatan yang dibutuhkan untuk produksi sebuah pabrik. *Fixed Capital Investment* dibagi menjadi dua, yaitu:

A. Modal Investasi Tetap Langsung / *Direct Fixed Capital Investment* (DFCI)

Tabel L5. 6 Direct Fixed Capital Investment

NO.	Peralatan utama dan penunjang			Total Harga
A. <i>DIRECT COST</i>				
<i>Mechanical Equipment Cost</i>				
1.	Pengadaan alat (Proses dan Penunjang)	100%	Rp.	14.580.358.919
2.	Instalasi	45%	Rp.	6.561.161.513
3.	Instrumentasi dan control	9%	Rp.	1.312.232.302
4.	Perpipaaan terpasang	16%	Rp.	2.332.857.427
5.	Pelistrik terpasang	10%	Rp.	1.458.035.891
<i>Civil & Structural Cost</i>				
6.	Bangunan pabrik	25%	Rp.	2.332.857.427
7.	Service facilities	40%	Rp.	5.832.143.567
8.	Harga tanah (Land survey & cost)		Rp.	9.000.000.000
9.	Pembebasan tanah (Land acquisition)	6%	Rp.	874.821.535
	Sub Total DFCI (A)		Rp.	45.596.700.888
10.	DFCI tak terduga	10% (A)	Rp.	4.559.670.088
Total Modal Investasi Tetap Langsung (DFCI)			Rp.	50.156.370.977

Keterangan:

Luas tanah : 29876 m²

Harga tanah : Rp. 302.490 / m²

Harga tanah keseluruhan : Rp. 9.000.000.000

B. Modal Investasi Tetap Tidak Langsung / *Indirect Fixed Capital Investment (IFCI)*

Tabel L5. 7 Direct Fixed Capital Investment

B. <i>INDIRECT COST</i>				
11.	Keteknikan dan pengawasan	33%	Rp.	4.811.518.443
12.	Biaya kontraktor dan konstruksi	39%	Rp.	5.686.339.978
	Sub Total IFCI (B)		Rp.	10.497.858.422
	IFCI Tak terduga	10% (B)	Rp.	1.049.785.842
Total Modal Investasi Tetap Tidak Langsung (IFCI)			Rp.	11.547.644.264

Total Modal Investasi (FCI) yang terdiri dari *Direct Fixed Cost Investment* (DFCI) dan *Indirect Fixed Cost Investment* (IFCI) adalah, sebagai berikut:

Modal Investasi (FCI)

$$= \text{DFCI} + \text{IFCI}$$

$$= \text{Rp. } 50.156.370.977 + \text{Rp. } 11.547.644.264$$

$$= \text{Rp. } 61.704.015.241$$

C. Pengeluaran untuk *Trial Run*

Perhitungan pengeluaran *trial run* dilakukan selama 1 minggu dengan jumlah hari kerja 7 hari.

$$\text{Rumus umum trial run} = 7 \text{ hari} \times \text{harga} \times \frac{\text{kebutuhan}}{\text{hari}}$$

Tabel L5. 8 Persediaan Bahan Baku Selama 7 Hari

No.	Komponen	Kebutuhan per hari (Ton)	Harga/satuan	Biaya
1	Onggok (kg)	455	Rp. -	Rp. -
2	CaCl ₂ (kg)	2	Rp. 2.790.000	Rp. 39,060,000
3	Alpha-amilase (kg)	1	Rp. 3.100.000	Rp. 21,700,000
4	HCl (Liter)	2	Rp. 1.550.000	Rp. 21,700,000
5	NaOH(Liter)	2	Rp. 1.550.000	Rp. 21,700,000
Total Persediaan Bahan Baku				Rp. 104.160.000

Tabel L5. 9 Persediaan Bahan Penunjang Selama 7 Hari

No.	Komponen	Kebutuhan per hari	Harga/Satuan	Biaya
1	Udara Pengering	-	-	Rp. -
2	Bahan bakar	26,06	Rp.10.000	Rp. 1.824.200
3	Listrik (kWh)	9708,25	Rp.1.352	Rp. 91.878.878
4	Air (m ³)	66	Rp.10.000	Rp. 4.200.000
Total Persediaan Bahan Penunjang				Rp. 97.903.078

Total Biaya *Trial Run*:

= Total persediaan bahan baku + Total persediaan bahan penunjang

= Rp. 104.160.000 + Rp. 97.903.078

= **Rp. 202.063.078**

L5.6. Modal Kerja (Working Capital)

Modal kerja merupakan modal yang diperlukan untuk membiayai seluruh kegiatan operasional perusahaan dari awal produksi isampai dengan terkumpulkanhasil penjualan dan cukup untuk memenuhi kebutuhan perputaran biaya operasional. Modal kerja dihitung selama 3 bulan dengan jumlah hari kerja selama 90 hari.

Rumus umum modal kerja : $90 \text{ hari} \times \text{harga} \times \frac{\text{kebutuhan}}{\text{hari}}$

Tabel L5. 10 Persediaan Bahan Baku Selama 90 Hari

No.	Komponen	Kebutuhan per hari (Ton)	Harga/satuan	Biaya
1	Onggok (kg)	455	Rp. -	Rp. -
2	CaCl ₂ (kg)	2	Rp. 2.790.000	Rp. 502,200,000
3	Alpha-amilase (kg)	1	Rp. 3.100.000	Rp. 279,000,000
4	HCl (Liter)	2	Rp. 1.550.000	Rp. 279,000,000
5	NaOH(Liter)	2	Rp. 1.550.000	Rp. 279,000,000
Total Persediaan Bahan Baku				Rp. 1.339.200.000

Tabel L5. 11 Persediaan Bahan Penunjang Selama 90 Hari

No.	Komponen	Kebutuhan per hari	Harga/Satuan	Biaya
1	Udara Pengering		Rp. -	Rp. -
2	Bahan Bakar	26,06	Rp. 10.000	Rp. 23.454.000.000
3	Air (m3)	66	Rp.10.000	Rp. 53.550.000
3	Listrik (kWh)	9078,25	Rp. 1.444	Rp. 1.181.299.860
Total Persediaan Bahan Penunjang				Rp. 1.258.303.860

Tabel L5. 12 Modal Kerja

Komponen				Biaya
a.	Biaya Pengemasan & Distribusi Produk	2%	Bahan Baku	Rp 26.784.000
b.	Biaya Pengawasan Mutu	1%	Bahan Baku	Rp 13.392.000
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan	2%	FCI	Rp 911.934.017
d.	Gaji Karyawan	3	x Gaji/bulan	Rp 3,047,100,000
Subtotal Working Capital Investment (WCI)				Rp. 3.999.210.000
Total Working Capital Investment (WCI)				Rp. 3.999.210.000

Total Modal Investasi (TCI) = FCI + WCI

= Rp. 61.704.015.241+ Rp. 3.999.210.000

= Rp. 65.703.225.241

L5.7. Struktur Permodalan

Yang dapat dijaminkan	DFCI	Rp. 45.596.700.888
Jika bank memberikan pinjaman sebesar	75% DFCI	Rp. 31.917.690.621
Besar pinjaman bank yang diambil		Rp. 31.917.690.621
Modal sendiri (TCI-pinjaman bank)		Rp. 37.042.709.885

Sehingga komposisi kepemilikan modal adalah sebagai berikut:

1. Modal sendiri = (TCI – pinjaman bank)/TCI x 100% = 53,72%
2. Pinjaman bank = pinjaman bank/TCI x 100% = 46,28%

L5.8. Angsuran Pokok Pinjaman dan Bunga Bank

Diasumsikan bahwa:

1. Jangka waktu pinjaman 5 tahun
2. *Grace period* 1 tahun
3. Bunga bank (diasumsikan selama 10 tahun tetap) 9,5% /tahun

Tabel L5. 13 Bunga Pinjaman dan Sisa Pinjaman

Tahun	Pokok Pinjaman (Rp)	Angsuran Pokok (Rp)	Bunga (Rp)	Jumlah (Rp)	Sisa (Rp)
0	31.917.690.621	-	3.032.180.609	3.032.180.609	31.917.690.621
1	31.917.690.621	6.383.538.124	3.032.180.609	9.415.718.733	25.534.152.497
2	25.534.152.497	6.383.538.124	2.425.744.487	8.809.282.611	19.150.614.373
3	19.150.614.373	6.383.538.124	1.819.308.365	8.202.846.489	12.767.076.248
4	12.767.076.248	6.383.538.124	1.212.872.243	7.596.410.367	6.383.538.124
5	6.383.538.124	6.383.538.124	606.436.121	6.989.974.246	-

L5.9. Biaya Bahan Baku dan Penunjang

Biaya bahan baku dan bahan penunjang dihitung untuk masa 1 tahun dengan jumlah hari kerja 330 hari dan kapasitas produksi yang telah ditentukan. Biaya bahan baku dan bahan penunjang mengalami kenaikan 10% tiap tahunnya.

A. Biaya Bahan Baku

$$\text{Biaya bahan baku} = 330 \text{ hari} \times \text{harga} \times \frac{\text{kebutuhan}}{\text{hari}}$$

Tabel L5. 14 Biaya Bahan Baku Tahun Pertama dengan Kapasitas Produksi 80%

No.	Komponen	Kebutuhan per hari	Harga/satuan	Biaya
1	Onggok(kg)	455	Rp. -	Rp. -
2	CaCl ₂ (kg)	2	Rp. 2.790.000	Rp. 4.603.500.000
3	Alpha- Amylase (kg)	1	Rp.3.100.000	Rp. 1.023.000.000
4	HCl(Liter)	2	Rp. 1.550.000	Rp. 2.557.500.000
5	NaOH(liter)	2	Rp. 1.550.000	Rp. 2.557.500.000
Sub Total Persediaan Bahan Baku				Rp. 10.741.500.000
Kapasitas 80% x Total Bahan Baku				Rp. 8.593.200.000

Tabel L5. 15 Biaya Bahan Baku Tahun Kedua dengan Kapasitas Produksi 90%

No.	Komponen	Kebutuhan per hari	Harga/satuan	Biaya
1	Onggok (kg)	455	Rp. -	Rp. -
2	CaCl ₂ (kg)	2	Rp. 2.790.000	Rp. 4.603.500.000
3	Alpha- Amylase (Kg)	1	Rp.3.100.000	Rp. 1.023.000.000
4	HCl (Liter)	2	Rp. 1.550.000	Rp. 2.557.500.000
5	NaOH (liter)	2	Rp. 1.550.000	Rp. 2.557.500.000
Sub Total Persediaan Bahan Baku				Rp. 10.741.500.000
Kapasitas 90% x Total Bahan Balu				Rp. 10.634.085.000

Tabel L5. 16 Biaya Bahan Baku Tahun Ketiga dengan Kapasitas Produksi 100%

No.	Komponen	Kebutuhan per hari	Harga/satuan	Biaya
1	Onggok (kg)	455	Rp. -	Rp. -
2	CaCl ₂ (kg)	2	Rp. 2.790.000	Rp. 4.603.500.000
3	Alpha- amylase (kg)	1	Rp. 3.100.000	Rp. 1.023.000.000
4	HCl (Liter)	2	Rp. 1.550.000	Rp. 2.557.500.000
5	NaOH (liter)	2	Rp. 1.550.000	Rp. 2.557.500.000
Sub Total Persediaan Bahan Baku				Rp. 10.741.500.000
Kapasitas 100% x Total Bahan Baku				Rp. 11.815.650.000

Tabel L5. 17 Total Biaya Bahan Baku Hingga Tahun Kesepuluh

Biaya Bahan Baku Tiap Tahun		
Tahun	Kapasitas	Biaya bahan baku
1	80%	Rp. 8.593.200.000
2	90%	Rp. 10.634.085.000
3	100%	Rp. 11.815.650.000
4	100%	Rp. 12.997.215.000
5	100%	Rp. 14.296.936.000
6	100%	Rp. 15.726.630.150
7	100%	Rp. 17.299.293.165
8	100%	Rp. 19.029.222.481
9	100%	Rp. 20.932.144.729
10	100%	Rp. 23.025.259.202

B. Biaya Bahan Penunjang

$$\text{Biaya bahan penunjang} = 330 \text{ hari} \times \text{harga} \times \frac{\text{kebutuhan}}{\text{hari}}$$

Tabel L5. 18 Biaya Bahan Penunjang Tahun Pertama dengan Kapasitas Produksi 80%

No.	Komponen	Kebutuhan per hari	Harga/Satuan	Biaya
1	Udara Pengering		Rp. -	Rp. -
2	Bahan Bakar (liter)	26,06	Rp. 10.000	Rp. 85.998.000
3	Air	66	Rp. 10.000	Rp. 196.350.000
4	Listrik (kW)	9078,25	Rp. 1.444	Rp. 4.331.432.820
Total Persediaan Bahan Penunjang				Rp. 4.613.780.820
Kapasitas 80% x Total Bahan Penunjang				Rp. 3.691.024.656

Tabel L5. 19 Biaya Bahan Penunjang Tahun Kedua dengan Kapasitas Produksi 90%

No.	Komponen	Kebutuhan per hari	Harga/Satuan	Biaya
1	Udara Pengering		Rp. -	Rp. -
2	Bahan Bakar (liter)	26,06	Rp. 10.000	Rp. 85.998.000
3	Air (Liter)	66	Rp. 10.000	Rp. 196.350.000
4	Listrik (kW)	9078,25	Rp. 1.444	Rp. 4.331.432.820
Total Persediaan Bahan Penunjang				Rp. 4.613.780.820
Kapasitas 90% x Total Bahan Penunjang				Rp. 4.567.643.011

Tabel L5. 20 Biaya Bahan Penunjang Tahun Ketiga dengan Kapasitas Produksi 100%

No.	Komponen	Kebutuhan per hari	Harga/Satuan	Biaya
1	Udara Pengering		Rp. -	Rp. -
2	Bahan Bakar (liter)	26,06	Rp. 10.000	Rp. 85.998.000
3	Air (Liter)	66	Rp. 16.000	Rp. 196.350.000
4	Listrik (kW)	9078,25	Rp. 1.444	Rp. 4.331.432.820
Total Persediaan Bahan Penunjang				Rp. 4.613.780.820
Kapasitas 100% x Total Bahan Penunjang				Rp. 5.075.158.902

Tabel L5. 21 Total Biaya Bahan Penunjang Hingga Tahun Kesepuluh

Biaya Bahan Penunjang Tiap Tahun		
Tahun	Kapasitas	Biaya bahan penunjang
1	80%	Rp. 3.691.024.656
2	90%	Rp. 4.567.643.011
3	100%	Rp. 5.075.158.902
4	100%	Rp. 5.582.674.792
5	100%	Rp. 6,140,942,271
6	100%	Rp 6,755,036,498
7	100%	Rp 7,430,540,148
8	100%	Rp 8,173,594,163
9	100%	Rp 8,990,953,579
10	100%	Rp 9,890,048,937

C. Biaya Abodemen Listrik

Tabel L5. 22 Total Biaya Abodemen Listrik Hingga Tahun Kesepuluh

Biaya Abodemen Listrik		
Tahun	Kapasitas	Biaya Abodemen Listrik
1	100%	Rp. 129.600.000
2	100%	Rp. 142.560.000
3	100%	Rp. 156.816.000
4	100%	Rp. 172.497.600
5	100%	Rp. 189.747.360
6	100%	Rp. 208.722.096
7	100%	Rp. 229.594.305
8	100%	Rp. 252.553.736
9	100%	Rp. 277.809.109
10	100%	Rp. 305.590.020

D. Biaya *Start-Up* Bahan Baku dan Bahan Penunjang

Perhitungan biaya *Start-up* untuk masa 1 minggu dengan jumlah hari kerja selama 7 hari. Biaya bahan baku dan bahan penunjang mengalami kenaikan sebesar 10% setiap tahunnya.

Perhitungan biaya *start-up* (bahan baku dan bahan penunjang):

$$7 \text{ hari} \times \text{harga} \times \frac{\text{kebutuhan}}{\text{hari}}$$

Tabel L5. 23 Persediaan Bahan Baku Selama 7 Hari

No.	Komponen	Kebutuhan per hari	Harga/satuan	Biaya
1	Onggok (kg)	455	Rp. -	Rp. -
2	CaCl ₂ (kg)	2	Rp. 2.790.000	Rp. 39.060.000
3	<i>Alpha-Amylase</i>	1	Rp. 3.100.000	Rp. 21.700.000
3	HCl	2	Rp. 1.550.000	Rp. 21.700.000
4	NaOH (kg)	2	Rp. 1.550.000	Rp. 21.700.000
Total Persediaan Bahan Baku				Rp. 104.160.000

Tabel L5. 24 Persediaan Bahan Penunjang Selama 7 Hari

No.	Komponen	Kebutuhan per hari	Harga/Satuan	Biaya
1	Udara Pengereng			Rp. -
2	Bahan Bakar	26,06	Rp. 10.000	Rp. 1.824.200
3	Air	66	Rp. 10.000	Rp. 91.878.878
3	Listrik (kWh)	9078,25	Rp. 1.352	Rp. 4.200.000
Total Persediaan Bahan Penunjang				Rp. 97.903.078

Total Biaya *Start-up*:

= Total persediaan bahan baku + Total persediaan bahan penunjang

= Rp. 104.160.000 + Rp. 97.903.078

= Rp. 202.063.078

Tabel L5. 25 Total Biaya Start-up Hingga Tahun Kesepuluh

Biaya Start-up Tiap Tahun		
Tahun	Kapasitas	Biaya Startup
1	100%	Rp. 19.721.984.240
2	100%	Rp. 21.694.182.664
3	100%	Rp. 23.863.600.930
4	100%	Rp. 26.249.961.023
5	100%	Rp. 28.874.957.125
6	100%	Rp. 31.762.452.838
7	100%	Rp. 34.938.698.122
8	100%	Rp. 38.432.567.934
9	100%	Rp. 42.275.824.727
10	100%	Rp. 46.503.407.200

L5.10. Hasil Penjualan Produk

Pada pabrik ini, dihasilkan produk utama (Maltodextrin). Harga produk terjadi kenaikan 10% per-tahun.

Kapasitas terpasang pabrik produk utama : 1700 ton/tahun

Harga Maltodextrin + PPN 10% : 75.000/kg

Adapun harga produk sebagai berikut:

Harga Maltodextrin (produk utama) :

$$\frac{1700}{1 \text{ tahun}} \times \frac{75.000}{1 \text{ kg}} \times \text{kapasitas tahun pertama (80\%)}$$

$$= \text{Rp. 102.000.000}$$

Tabel L5. 26 Total Penjualan Produk Utama Hingga Tahun Kesepuluh

Total Penjualan Produk Utama Hingga Tahun Kesepuluh		
Tahun	Kapasitas	Biaya penjualan
1	80%	Rp. 102.000.000.000
2	90%	Rp 126,225,000,000
3	100%	Rp 140,250,000,000
4	100%	Rp 154,275,000,000
5	100%	Rp 169,702,500,000
6	100%	Rp 186,672,750,000
7	100%	Rp 205,340,025,000
8	100%	Rp 225,874,027,500
9	100%	Rp 248,461,430,250
10	100%	Rp 273,307,573,275

L.5.11. Salvage Value

Salvage Value untuk masing-masing barang modal adalah sebagai berikut:

- A. Kendaraan perusahaan = $20\% \times \text{Rp. } 3.285.000.000$
 $= \text{Rp. } 657.000.000$
- B. DFCI selain kendaraan, bangunan, dan tanah
 $= 10\% \times \text{Rp. } 34.396.879.353$
 $= \text{Rp. } 3.439.687.935$
- C. Bangunan
 $= 10\% \times \text{Rp. } 3.645.089.729$
 $= \text{Rp. } 364.508.972$

Pada akhir tahun ke-10, harga tanah diperhitungkan dengan asumsi harga tetap yaitu sebesar Rp. 9.000.000.000

Dengan demikian, total nilai *salvage value* yang akan diperhitungkan pada tahun ke-10 sebesar Rp. 13.461.196.908

L5.12. Depresiasi

Depresiasi digolongkan pada masing-masing bagian sesuai periode depresiasinya. Adapun ketentuan penentuan depresiasi sebagai berikut:

- a. Metode yang dipakai adalah Metode Garis Lurus

$$Depresiasi = \frac{I - SV}{n}$$

Keterangan :

I : Investasi Barang

SV: Salvage value

n : Umur Barang

- b. Periode depresiasi menurut SK Menteri Keuangan No.139/KMK-03/2013 adalah :

- 5 tahun atau 20% per tahun untuk kendaraan
- 10 tahun atau 10% per tahun untuk mesin-mesin industri kimia
- 20 tahun atau 5% per tahun untuk bangunan
- 5 tahun atau 20% per tahun untuk IFCI tanpa salvage value (amortisasi)

Tabel L5. 27 Nilai Depresiasi Pertahun Hingga Tahun Kesepuluh

Tahun	Kendaraan	DFCI tanpa Tanah, bangunan dan kendaraan	Bangunan	Nilai Depresiasi IFCI	Jumlah Nilai Depresiasi
1	Rp. 525.600.000	Rp. 3.095.719.141	Rp.328.058.075	Rp. 2.099.571.684	Rp. 40.884.707.966
2	Rp. 525.600.000	Rp. 3.095.719.141	Rp.328.058.075	Rp. 2.099.571.684	Rp. 40.884.707.966
3	Rp. 525.600.000	Rp. 3.095.719.141	Rp.328.058.075	Rp. 2.099.571.684	Rp. 40.884.707.966
4	Rp. 525.600.000	Rp. 3.095.719.141	Rp.328.058.075	Rp. 2.099.571.684	Rp. 40.884.707.966
5	Rp. 525.600.000	Rp. 3.095.719.141	Rp.328.058.075	Rp. 2.099.571.684	Rp. 40.884.707.966
6	-	Rp. 3.095.719.141	Rp.328.058.075	-	Rp. 25.297.393.374
7	-	Rp. 3.095.719.141	Rp.328.058.075	-	Rp. 25.297.393.374
8	-	Rp. 3.095.719.141	Rp.328.058.075	-	Rp. 25.297.393.374
9	-	Rp. 3.095.719.141	Rp.328.058.075	-	Rp. 25.297.393.374
10	-	Rp. 3.095.719.141	Rp.328.058.075	-	Rp. 25.297.393.374
TOTAL					Rp. 330.910.506.707

L5.13. Perhitungan Biaya Produksi Total (total production cost)

Biaya produksi adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengolahan bahan baku menjadi produk yang siap dijual. Biaya produksi dihitung tiap tahunnya selama 10 tahun ke depan dengan jumlah 330 hari kerja sesuai kapasitas produksi tahunan yang telah ditentukan.

Tabel L5. 28 Biaya Total Produksi Tahun Pertama dan Kedua

TAHUN				I		II	
KAPASITAS PRODUKSI				80%		90%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku				Rp. 8.593.200.000	-	Rp. 10.634.085.000
b.	Gaji Karyawan			Rp. 14.118.230.000		Rp. 15.530.053.000	
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp. 911.934.018		Rp. 957.530.718	
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS	-	Rp. 510.000.000	-	Rp. 631.125.000
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB	-	Rp. 42.966.000	-	Rp. 53.170.425
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB	-	Rp. 171.864.000	-	Rp. 212.681.700
g.	Biaya sarana penunjang			-	Rp. 3.691.024.656	-	Rp. 4.567.643.012
h.	Biaya start up			Rp. 17.852.022.074	-	Rp. 19.637.224.281	
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp. 32.882.186.092	Rp. 13.009.054.656	Rp. 36.124.808.000	Rp. 16.098.705.137
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp. 3.006.032.804		Rp. 3.297.516.744	
	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
2.	Depresiasi			Rp. 6.048.948.902		Rp. 6.048.948.902	

3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th	0,1%		Rp. 12.645.090		Rp. 12.657.734	
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp. 227.983.504		Rp. 250.781.854	
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp. 6.289.577.496		Rp. 6.312.388.492	
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)			-		-	
a.	Biaya administrasi	5%	B	Rp. 705.911.500		Rp. 776.502.650	
b.	Biaya distribusi dan penjualan	10%	F	-	Rp. 17.186.400	-	Rp. 21.268.170
c.	Bunga Bank			Rp. 3.032.180.609		Rp. 2.425.744.487	
d.	Angsuran Pokok			Rp. 6.383.538.124		Rp. 6.383.538.124	
	Total Pengeluaran Umum			Rp. 10.121.630.233	Rp. 17.186.400	Rp. 9.585.785.262	Rp. 21.268.170
Total Biaya				Rp. 52.299.426.625	Rp. 13.026.241.056	Rp. 55.320.498.497	Rp. 16.119.973.307
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp. 65.325.667.681		Rp. 71.440.471.804	

Tabel L5. 29 Biaya Total Produksi Tahun Ketiga dan Keempat

TAHUN				III		IV	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku			-	Rp. 11.815.650.000		Rp. 12.997.215.000
b.	Gaji Karyawan			Rp. 17.083.058.300		Rp. 18.791.364.130	
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp. 1.005.405.254		Rp. 1.055.677.617	
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS	-	Rp. 701.250.000		Rp. 771.375.000
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB	-	Rp. 59.078.250		Rp. 64.986.075
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB	-	Rp. 236.313.000		Rp. 259.944.300
g.	Biaya sarana penunjang			-	Rp. 5.075.158.902	-	Rp. 5.582.674.792
h.	Biaya start up			Rp. 21.600.946.709		Rp. 23.761.041.380	
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp. 39.689.412.264	Rp. 17.887.450.152	Rp. 43.608.083.128	Rp. 19.676.195.167
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp. 3.617.693.111		Rp. 3.969.408.349	
	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
2.	Depresiasi			Rp. 6.048.948.902		Rp. 6.048.948.902	
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th	0,1%		Rp. 12.670.392		Rp. 12.683.062	
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp. 275.860.040		Rp. 303.446.044	
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp. 6.337.479.335		Rp. 6.365.078.009	
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)			-			

a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp. 854.152.915		Rp. 939.568.207	
b.	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f	-	Rp. 23.631.300		Rp. 25.944.430
c.	Bunga Bank			Rp. 1.819.308.365		Rp. 1.212.872.244	
d.	Angsuran Pokok			Rp. 6.383.538.124		Rp. 6.383.538.124	
	Total Pengeluaran Umum			Rp. 9.056.999.405	Rp. 23.631.300	Rp. 8.535.978.574	Rp. 25.944.430
Total Biaya				Rp. 58.701.584.114	Rp. 17.911.081.452	Rp. 62.478.548.061	Rp. 19.702.189.597
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp. 76.612.665.566		Rp. 82.180.737.658	

Tabel L5. 30 Biaya Total Produksi Tahun Kelima dan Keenam

TAHUN				V		VI	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku				Rp. 14.296.936.500		Rp. 15.726.630.150
b.	Gaji Karyawan			Rp. 20.670.500.543		Rp. 22.737.550.597	
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp. 1.108.461.498		Rp. 1.163.884.573	
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS		Rp. 848.512.500		Rp. 933.363.750
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB		Rp. 71.484.683		Rp.78.633.151
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB		Rp. 285.938.730		Rp. 314.532.603
g.	Biaya sarana penunjang			-	Rp. 5.582.674.792	-	Rp. 6.140.942.271
h.	Biaya start up			Rp. 26.137.145.518		Rp. 28.750.860.070	
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp. 47.916.107.559	Rp. 21.085.547.205	Rp. 52.652.295.240	Rp. 23.194.101.925
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp. 4.355.792.408		Rp. 4.780.287.034	
	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
2.	Depresiasi			Rp. 6.048.948.902		Rp. 3.423.777.217	
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th	0,1%		Rp. 12.695.746		Rp.12.708.441	
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp. 333.790.648		Rp. 367.169.713	
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp. 6.395.435.297		Rp. 3.803.655.373	
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)						

a.	Biaya administrasi	5%	B	Rp. 1.033.525.027		Rp. 1.136.877.529	
b.	Biaya distribusi dan penjualan	10%	F		Rp. 28.593.873		Rp. 31.453.260
c.	Bunga Bank			Rp. 606.436.122		-	
d.	Angsuran Pokok			Rp. 6.383.538.124		-	
	Total Pengeluaran Umum			Rp. 8.023.499.273	Rp. 28.593.873	Rp. 1.136.877.529	Rp. 31.453.260
Total Biaya				Rp. 66.690.834.538	Rp. 21.114.141.078	Rp. 62.373.115.177	Rp. 23.225.555.185
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp. 87.804.975.615	Rp. 85.598.670.363		

Tabel L5. 31 Biaya Total Produksi Tahun Ketujuh dan Kedelapan

TAHUN				VII		VIII	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku				Rp. 17.299.293.165		Rp. 19.029.222.482
b.	Gaji Karyawan			Rp. 25.011.305.657		Rp. 27.512.436.233	
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp. 1.222.078.801		Rp. 1.283.182.741	
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS		Rp. 1.026.700.125		Rp. 1.129.370.138
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB		Rp. 86.496.466		Rp. 95.146.112
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB		Rp. 345.985.863		Rp. 380.584.449
g.	Biaya sarana penunjang			-	Rp. 6.755.036.499	-	Rp. 7.430.540.148
h.	Biaya start up			Rp. 31.625.946.077		Rp. 34.788.540.685	
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp. 57.859.330.536	Rp. 25.513.512.118	Rp. 63.584.159.649	Rp. 28.064.863.329
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp. 5.246.676.892		Rp. 5.359.123.793	
	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
2.	Depresiasi			Rp. 3.423.777.217		Rp. 3.423.777.217	
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th	0,1%		Rp. 12.721.150		Rp. 12.733.871	
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp. 403.886.685		Rp. 444.275.353	
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp. 3.840.385.053		Rp. 3.880.786.442	
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)						

a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp. 1.250.565.282		Rp. 1.375.621.811	
b.	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f		Rp. 34.598.586		Rp. 38.058.445
c.	Bunga Bank			-		-	
d.	Angsuran Pokok			-		-	
	Total Pengeluaran Umum			Rp. 1.250.565.282	Rp. 34.598.586	Rp. 1.375.621.811	Rp. 38.058.445
Total Biaya				Rp. 68.196.957.763	Rp. 25.548.110.704	Rp. 74.599.691.696	Rp. 28.102.921.774
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp. 93.745.068.467	Rp. 102.702.613.470		

Tabel L5. 32 Biaya Total Produksi Tahun Kesembilan dan Kesepuluh

TAHUN				IX		X	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku				Rp. 20.932.144.730		Rp. 23.025.359.203
b.	Gaji Karyawan			Rp. 30.263.679.845		Rp. 33.290.047.830	
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp. 1.347.341.878		Rp. 1.413.708.972	
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS		Rp. 1.242.307.151		Rp. 1.366.537.866
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB		Rp. 104.660.724		Rp. 115.126.796
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB		Rp. 418.642.894		Rp. 460.507.184
g.	Biaya sarana penunjang			-	Rp. 8.173.594.163	-	Rp. 8.990.953.580
h.	Biaya start up			Rp. 38.267.394.753		Rp. 42.094.134.229	
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp. 69.878.416.477	Rp. 30.871.349.662	Rp. 76.798.891.031	Rp. 33.958.484.629
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp. 6.322.204.345		Rp. 6.940.951.360	
	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
2.	Depresiasi			Rp. 3.423.777.217		Rp. 3.423.777.217	
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th	0,1%		Rp. 12.746.605		Rp. 12.759.351	
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp. 488.702.888		Rp. 537.573.177	
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp. 3.925.226.712		Rp. 3.974.109.747	
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)						

a.	Biaya administrasi	5%	B	Rp. 1.513.183.992		Rp. 1.664.502.391	
b.	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f		Rp. 41.864.289		Rp. 46.050.718
c.	Bunga Bank			-		-	
d.	Angsuran Pokok			-		-	
	Total Pengeluaran Umum			Rp. 1.513.183.992	Rp. 41.864.289	Rp. 1.664.502.391	Rp. 46.050.718
Total Biaya				Rp. 81.639.031.526	Rp. 30.913.213.952	Rp. 89.378.454.530	Rp. 34.004.535.347
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp. 112.552.245.478		Rp. 123.382.989.877	

L5.14. Break Even Point

Rumus umum :

$$BEP = \frac{FC}{TS - VC} \times 100\%$$

Keterangan :

BEP : Break Even Point

FC : Total Fixed Cost

TS : Total Sales

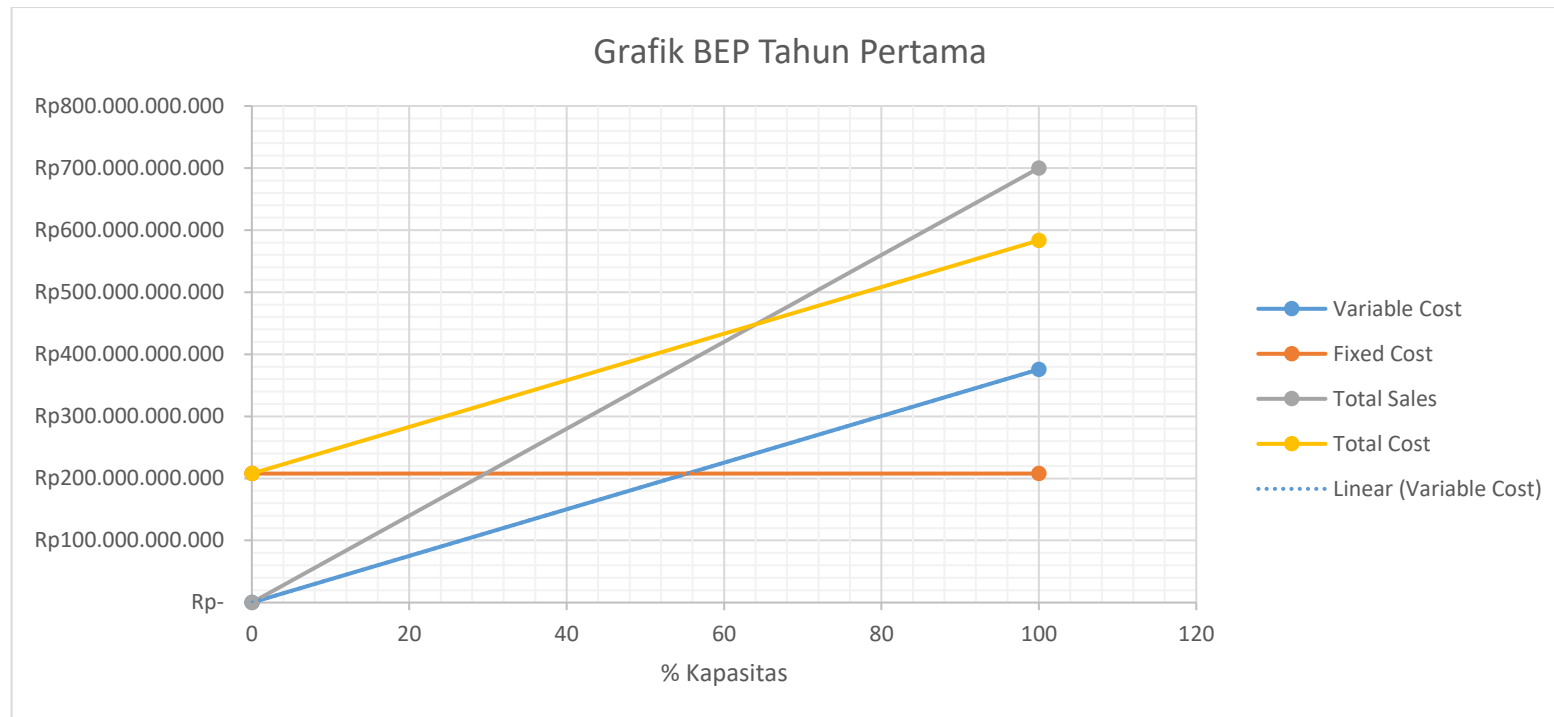
VC : Total Variable Cost

Total Variable Cost dan Total Sales pada tingkat kapasitas 100%

Berdasarkan perhitungan dengan menggunakan rumus di atas, besarnya BEP pada tahun pertama sampai dengan tahun ke-sepuluh dapat dilihat pada Tabel L5.33.

Tabel L5. 33 Break Even Point

Tahun	Hasil Penjualan Produksi	Total	Total	BEP
	(Total Sales)	<i>Fixed Cost</i>	<i>Variabel Cost</i>	(%)
1	Rp.102,000,000,000	Rp. 52,299,426,624	Rp. 13,026,241,056	58,78
2	Rp.126,225,000,000	Rp. 55,320,498,496	Rp. 16,119,973,306	50,24
3	Rp.140,250,000,000	Rp. 58,701,584,114	Rp. 17,911,081,452	47,98
4	Rp.154,275,000,000	Rp. 62,478,548,060	Rp. 19,702,189,597	46,43
5	Rp.169,702,500,000	Rp. 66,690,834,537	Rp. 21,114,141,077	44,88
6	Rp.186,672,750,000	Rp. 62,373,115,177	Rp. 23,225,555,185	38,16
7	Rp.205,340,025,000	Rp. 68,196,957,763	Rp. 25,548,110,704	37,93
8	Rp.225,874,027,500	Rp. 74,599,691,695	Rp. 28,102,921,774	37,72
9	Rp.248,461,430,250	Rp. 81,639,031,525	Rp. 30,913,213,951	37,52
10	Rp.273,307,573,275	Rp. 89,378,454,530	Rp. 34,004,535,347	37,35



Gambar L5. 2 Grafik BEP Tahun Pertama

Berdasarkan Gambar L5.2, dapat dilihat titik perpotongan antara kurva totalsales (garis abu-abu) dan kurva total cost (garis kuning) yang dapat diketahui sebagai titik BEP. Titik potongnya yaitu 60%, hal ini berarti bahwa modal yang dikeluarkan pabrik baru kembali ketika kapasitas produksi mencapai 60%. Pada titik tersebut pabrik tidak mendapatkan untung maupun rugi, hal ini dapat dikatakan sebagai titik impas. Dari Tabel L5.33 dapat diketahui bahwa persentase BEP semakin menurun tiap tahunnya sehingga kembalinya modal akan semakin cepat dan keuntungan yang diperoleh semakin besar. Hal tersebut terjadi karena biaya total pengeluaran setiap tahun menurun dan total sales atau penjualan meningkat.

L5.15. Laba Rugi dan Pajak

Perhitungan laba rugi diperoleh berdasarkan selisih dari pendapatan penjualan bersih dengan total seluruh biaya yang harus dikeluarkan oleh perusahaan.

Perolehan persentase pajak dihitung berdasarkan UU No.36 Tahun 2008 sebagai berikut:

<u>Penghasilan Kena Pajak</u>	<u>Tarif Pajak (%)</u>
0 s/d Rp.50 juta	5
Rp.50 juta s/d Rp.250 juta	15
Rp.250 juta s/d Rp.500 juta	25
> Rp. 500 juta	30

Berdasarkan laba rugi dan pajak dari tahun pertama hingga tahun kesepuluh ditunjukkan pada tabel L5.34.

Untuk menghitung jumlah nominal aliran masuk digunakan persamaan :

Jumlah nominal aliran masuk = laba setelah pajak + *Salvage Value*

Tabel L5. 34 Laba Rugi dan Pajak

Tahun	Penjualan (Rp)	Biaya Produksi (Rp)	Keuntungan kotor (Rp)	Depresiasi (Rp)	PPh 25% (Rp)	Keuntungan Bersih (Rp)
1	102,000,000,000	65.325.667.680	36,674,332,319	6,048,948,901	9,168,583,079	27,505,749,239
2	126,225,000,000	71,440,471,803	54,784,528,196	6,048,948,901	16,435,358,458	38,349,169,737
3	140,250,000,000	76,612,665,566	63,637,334,433	6,048,948,901	19,091,200,330	44,546,134,103
4	154,275,000,000	82,180,737,657	72,094,262,342	6,048,948,901	21,628,278,702	50,465,983,639
5	169,702,500,000	87,804,975,615	81,897,524,384	6,048,948,901	24,569,257,315	57,328,267,069
6	186,672,750,000	85,598,670,362	101,074,079,637	3,423,777,217	30,322,223,891	70,751,855,746
7	205,340,025,000	93,745,068,467	111,594,956,532	3,423,777,217	33,478,486,959	78,116,469,572
8	225,874,027,500	102,702,613,470	123,171,414,029	3,423,777,217	36,951,424,208	86,219,989,820
9	248,461,430,250	112,552,245,477	135,909,184,772	3,423,777,217	40,772,755,431	95,136,429,340
10	273,307,573,275	123,382,989,877	149,924,583,397	3,423,777,217	44,977,375,019	104,947,208,378

L5.16. Minimum Payback Period (MPP)

Net Cash Flow (NCF) yang diperoleh berdasarkan Tabel L5.34 digunakan untuk menghitung jangka waktu minimum yang diperlukan untuk pengembalian investasi modal.

L5.17. Internal Rate of Return

Perhitungan *Internal Rate of Return* (IRR), dilakukan berdasarkan metode *trial error*. Persentase IRR yang tepat diperoleh pada saat persentase *Net Cash Present Value* (NCPV) = 0.

Tabel L5. 35 Kalkulasi Net Cash Flow Present Value Setelah Trial and Error

Tahun	Net Cash Flow	Bunga	Present Value
	(Rp)	$1/(1+I)^n$	
0	-68.960.400,506	1	-68.960.400,506
1	33,554,698,141	0,913	30,643,559,946
2	44,398,118,639	0,834	37,028,517,870
3	50,595,083,005	0,762	38,535,939,831
4	56,514,932,541	0,696	39,310,334,273
5	64,034,215,971	0,635	40,676,305,509
6	74,175,632,963	0,580	43,030,515,203
7	81,540,246,790	0,530	43,198,949,642
8	89,643,767,038	0,484	43,371,769,884
9	98,560,206,558	0,442	43,548,633,545
10	121,832,182,504	0,404	49,161,014,041
Total			339.545.139.243

L5.18. Kelayakan Proyek

Tabel L5. 36 Kalkulasi Net Cash Flow Present Value Pada Bunga Bank

Tahun	Net Cash Flow Nominal	Bunga 10%	Net Cash Flow Present Value	Akumulasi
	(Rp)	$1/(1+I)^n$	(Rp)	(Rp)
0	-68.960.400,506	1	-68.960.400,506	-68,960,400,506
1	33,554,698,141	0,913	30,643,559,946	-38,316,840,560
2	44,398,118,639	0,834	37,028,517,870	-1,288,322,690
3	50,595,083,005	0,762	38,535,939,831	37,247,617,141
4	56,514,932,541	0,696	39,310,334,273	76,557,951,414
5	64,034,215,971	0,635	40,676,305,509	117,234,256,924
6	74,175,632,963	0,580	43,030,515,203	160,264,772,128
7	81,540,246,790	0,530	43,198,949,642	203,463,721,770
8	89,643,767,038	0,484	43,371,769,884	246,835,491,655
9	98,560,206,558	0,442	43,548,633,545	290,384,125,201
10	121,832,182,504	0,404	49,161,014,041	339,545,139,243
Total			339.545.139.243	

Dengan demikian perancangan pabrik ini layak karena:

- NCF PV pada bunga bank sebesar 10% = Rp. 339.545.139.243 (positif)
- MPP didapatkan pada 4 tahun 0 bulan 3 hari, sehingga investasi kembali sebelum umur pabrik 10 tahun.
- IRR = 40% lebih besar dari tingkat bunga yang berlaku (10%).