

Desain Proses Pengelolaan Limbah Vinasse dengan Metode Pemekatan dan Pembakaran pada Pabrik Gula-Alkohol Terintegrasi

Safirul B. Iqbal, Fauzi. Muhammad, dan Ismail. Tontowi

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS)

Jl. Arief Rahman Hakim, Surabaya 60111

e-mail : tonism@chem-eng.its.ac.id

Abstrak - Limbah cair pabrik etanol yaitu vinasse, terutama berbahan baku molasses, tidak layak dibuang ke lingkungan karena beberapa faktor, antara lain tingginya kadar organik dengan BOD antara 20.000-40.000 mg/l dan COD 80.000-90.000 mg/l serta suhunya yang tinggi ± 100 °C. Untuk mengatasi hal tersebut, maka dalam penelitian ini akan dilakukan perancangan pengelolaan limbah vinasse dengan metode pemekatan dan pembakaran. Tujuan dari penelitian ini ialah menawarkan rancangan alternatif proses yang paling efisien untuk pengolahan limbah vinasse dengan metode pemekatan disertai pembakaran pada pabrik etanol yang terintegrasi dengan pabrik gula dan merekomendasikan pemanfaatan recovery air dan panas yang didapat proses pengolahan limbah. Metode penelitian ialah mengidentifikasi existing pabrik etanol, menghitung neraca massa dan energinya, merancang dan menganalisa berbagai kemungkinan alternatif proses yang mungkin dicoba, serta melakukan perhitungan annual cost pada masing-masing alternatif proses untuk dibandingkan satu sama lain. Dari hasil penelitian didapatkan bahwa konfigurasi proses yang paling efisien dan direkomendasikan ialah pemekatan vinasse menggunakan single effect evaporator dengan jaringan penukar panas, kemudian membakar vinasse pekat hasil evaporasi. Basis perhitungan ialah sesuai dengan pabrik gula-alkohol terintegrasi dengan produk etanol sebesar 2,095 ton/jam, dengan limbah vinasse 27,84 ton/jam. Biaya pengolahan limbah yang dihabiskan ialah Rp2.153,42/kg etanol. Sehingga instalasi pengolahan limbah ini akan mempengaruhi harga jual etanol sebesar Rp2.153,42.

Kata Kunci— desain proses, pembakaran, pemekatan, vinasse.

I. PENDAHULUAN

Untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar minyak dalam negeri, maka diperlukan suatu strategi yang tepat untuk memenuhi kebutuhan energi Indonesia di masa mendatang. Beberapa dari bahan bakar nabati yang dapat dikembangkan dan memiliki prospek cerah ialah bioetanol.

Di sisi lain, pabrik etanol menghasilkan limbah cair berbahaya yang biasa disebut vinasse. Limbah cair ini berasal dari produk bawah hasil destilasi pada proses pembuatan etanol. Jumlah produk vinasse adalah 9-12 kali lipat dari produksi bioetanol karena jumlah alkohol pada larutan hasil fermentasi maksimal hanyalah 10%, sisanya ialah limbah vinasse tersebut.

Vinasse tergolong buangan yang berbahaya, antara lain karena suhunya yang tinggi ± 100 °C serta memiliki BOD dan

COD yang sangat tinggi dengan angka BOD > 30.000 ppm dan COD > 50.000 ppm[1]. Padahal, nilai baku mutu BOD untuk air buangan harus sama atau kurang dari 150 ppm sesuai Kep-51/MENLH/10/1995[2]. Maka, limbah ini tidak dapat langsung dibuang ke lingkungan air atau sungai, karena akan mengeliminasi oksigen terlarut di dalamnya yang pada akhirnya merusak sistem kehidupan biota di sana.

Pengolahan limbah secara biologis terbukti belum menyelesaikan masalah seiring dengan tingginya BOD dan COD pada limbah vinasse[3].

Oleh karena itu perlu metode alternatif untuk mengatasi hal tersebut. salah satu solusinya ialah dengan metode pemekatan dan pembakaran. Limbah vinasse sebagai produk bawah proses destilasi yang suhunya sudah panas dipekatkan menggunakan evaporator. Limbah pekat yang banyak mengandung zat organik kemudian dibakar pada insinerator. Cara ini memberi beberapa keuntungan, pertama, uap hasil evaporasi ialah air bersih yang dapat dimanfaatkan sebagai air proses pada pabrik. Kedua, kalori hasil pembakaran vinasse pekat juga dapat dimanfaatkan untuk keperluan proses. Jika proses pengolahan limbah dengan cara ini terintegrasi dengan jaringan penukar panas yang baik pada pabrik, diharapkan selain masalah limbah teratasi, pabrik juga mendapat efisiensi energi.

Untuk mendapatkan proses dengan efisiensi maksimum, ada beberapa alternatif yang bisa dicoba. Salah satu alternatifnya ialah menukar panas vapor hasil evaporasi dengan aliran-aliran proses pabrik yang membutuhkan panas. Pembuatan jaringan penukar panas yang efisien bisa dilakukan dengan metode pinch. Alternatif lain dalam pemanfaatan vapor hasil evaporasi ialah merekompresi vapor tersebut kemudian menggunakannya kembali sebagai media pemanas feed evaporator, sehingga make-up steam untuk kebutuhan evaporator bisa ditekan seminimal mungkin. Kedua alternatif proses yang memanfaatkan panas vapor hasil evaporasi tersebut mengharuskan evaporator tidak beroperasi dalam keadaan vakum untuk menjaga agar suhu vapor tetap tinggi. Dengan demikian, meskipun proses tersebut memungkinkan penggunaan utilitas, baik steam maupun air pendingin, yang sangat ekonomis, tetap memiliki kelemahan yang mencolok. Proses tersebut menuntut penggunaan biaya kapital yang cukup besar mengingat evaporator yang tidak beroperasi

dalam keadaan vakum akan memerlukan luas area kontak yang besar, selain itu juga dibutuhkan instalasi alat tambahan, baik *heat exchanger* atau kompresor, yang tentunya juga perlu biaya instalasi yang besar.

Alternatif proses lain yang memungkinkan untuk diaplikasikan ialah menggunakan *multiple effect evaporator* dengan tekanan operasi vakum. Kondisi operasi vakum memungkinkan penghematan biaya kapital karena kondisi vakum menyebabkan luas area kontak evaporator menjadi lebih kecil.

Keunggulan utama dari pengolahan limbah vinasse dengan metode pemekatan yang disertai dengan pemanasan ini ialah apapun alternatif proses yang digunakan, semuanya akan menghasilkan *recovery* air bersih yang didapat dari vapor produk evaporasi, selain itu proses juga mendapatkan suplai energi dari hasil pembakaran vinasse. Adanya *recovery* air dan energi tersebut tentunya dianggap mengurangi biaya pengolahan limbah.

Adapun proses yang direkomendasikan ialah proses yang menghabiskan biaya tahunan, baik biaya kapital dan biaya operasional, yang paling hemat. Penelitian ini bertujuan untuk menganalisa masing-masing alternatif pemilihan proses kemudian merekomendasikan proses yang terbaik untuk diaplikasikan.

II. METODE PENELITIAN

A. Identifikasi informasi proses pada pabrik alkohol dan pabrik gula

Tahap identifikasi informasi input dan output aliran proses bertujuan untuk memperoleh gambaran tentang aliran proses yang terdapat pada objek penelitian, yakni pabrik gula-alkohol terintegrasi, sebelum terdapat unit pengolahan limbah.

Data-data yang dibutuhkan ialah laju alir serta kondisi operasi, dari situ akan bisa tersusun neraca massa dan neraca energi. Dengan diketahui neraca massa dan neraca energi, maka akan diperoleh biaya operasional pabrik tanpa unit pengolahan limbah. Biaya tersebut akan dibandingkan dengan biaya operasional setelah instalasi pengolahan limbah, dengan demikian dapat diketahui biaya pengolahan limbahnya. Output yang diharapkan pada tahapan ini ialah *flowsheet* pabrik lengkap dengan neraca massa.

B. Perancangan dan Analisa Proses

B.1. Membuat alternative proses pemekatan

Pada tahapan ini akan dilakukan pemilihan proses yang terbaik dari berbagai alternatif yang memungkinkan untuk dicoba. Proses yang difokuskan ialah proses pemekatan limbah vinasse beserta berbagai cara untuk efisiensi energinya.

B.1.1. Variabel proses

Adapun variable proses yang akan dicoba antara lain *single effect evaporator* dengan jaringan penukar panas, *single effect evaporator* dengan *Mechanical Vapor Recompression (MVR)*, *single effect evaporator* dengan kondisi vakum, *double effect*, *triple effect*, dan *quadruple effect*.

B.1.2. Metode Perhitungan

B.1.2.1 Menentukan data-data basis perhitungan.

Data-data tersebut antara lain, laju alir dan komposisi *feed*, didapat dari neraca massa. Komposisi *outlet* dan kondisi operasi (tekanan dan temperature) diasumsikan berdasar pertimbangan literatur.

B.1.2.2. Perhitungan dan analisa

Setelah data-data yang dibutuhkan sudah didapat, maka perlu dilakukan perhitungan detail pada masing-masing alternatif proses.

B.2. Menghitung heating value vinasse pekat

B.2.1. Alat dan Bahan

Sampel vinasse, refraktometer, *hot plate*, termometer, neraca, bom kalorimeter

B.2.2. Metode Penelitian

Mengambil sampel vinasse dari pabrik alkohol PT. Molindo. Menghitung kadar solid sampel vinasse menggunakan refraktometer. Memekatkan vinasse hingga kepekatan 95% solid dengan cara memanaskan menggunakan *hot plate* kemudian membandingkan beratnya dengan berat awal. Temperature pemanasan dijaga antara 100-105°C untuk mencegah terjadinya karamelisasi. Analisa *heating value* vinasse kering menggunakan bom kalorimeter. Melakukan perhitungan neraca massa dan neraca energi pada sistim insinerasi. Output yang diharapkan dari tahapan ini ialah mengetahui berapa besar energi bisa dimanfaatkan dari proses pembakaran vinasse.

C. Menghitung Total Annual Cost

C.1. Menghitung annual capital cost

Setelah diketahui kebutuhan instalasi alat beserta dimensinya pada perhitungan sebelumnya, kemudian mencari harga masing-masing alat. Dengan mengasumsikan besaran interest rate dan umur alat, maka bisa diketahui *annual capital cost* dari masing-masing alternatif proses.

C.2. Menghitung annual operational cost

Biaya operasional meliputi biaya steam, air pendingin, listrik, dan bahan bakar pada masing-masing proses kemudian dikurangi dengan penghematan yang dihasilkan dari *recycle* air produk vapor tahap evaporasi, serta penghematan energi yang dihasilkan dari pembakaran vinasse pekat.

C.3. Menghitung total annual cost

Total annual cost merupakan nilai total dari *annual capital cost* dan *annual operational cost*.

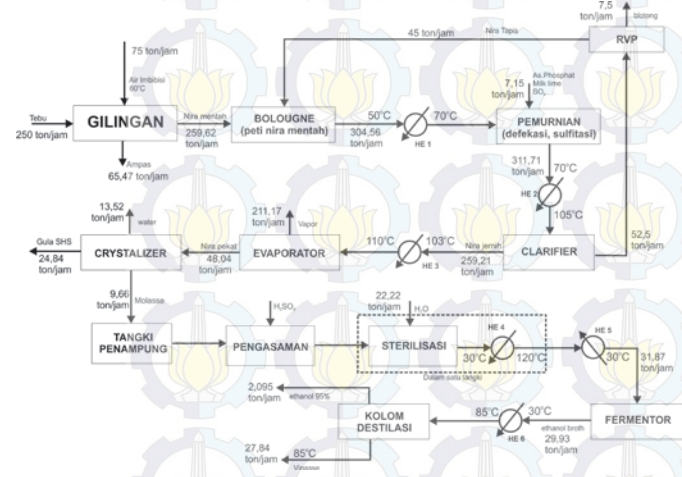
III. HASIL DAN DISKUSI

A. Identifikasi Existing Structure

Basis awal perhitungan neraca massa mengacu pada kapasitas bahan baku Pabrik Gula Rejo Agung[4], yakni sebesar 250 ton tebu per jam. Dengan rendemen molasses sekitar 3,86%, maka bahan baku molasses untuk pabrik alkohol didapatkan sebesar 9,66 ton/jam atau 9.66 kg/jam. Dengan bahan baku molase tersebut dihasilkan produk etanol

sebesar 2,095 ton/jam dengan limbah vinasse yang perlu diolah sebesar 27,84 ton/jam.

Dari data-data yang telah didapat bisa diperoleh neraca energi dan diketahui biaya operasional pabrik terutama kebutuhan steam dan air pendingin. Kebutuhan steam pabrik ialah sebesar 38.580,9 kg/jam, dengan asumsi pabrik beroperasi menggunakan saturated steam dengan suhu 115°C. Sementara itu kebutuhan air pendingin ialah sebesar 123.122,33 kg/jam, dengan asumsi ΔT air pendingin 20°C.



Gambar 1. Flowsheet pabrik gula-alkohol terintegrasi

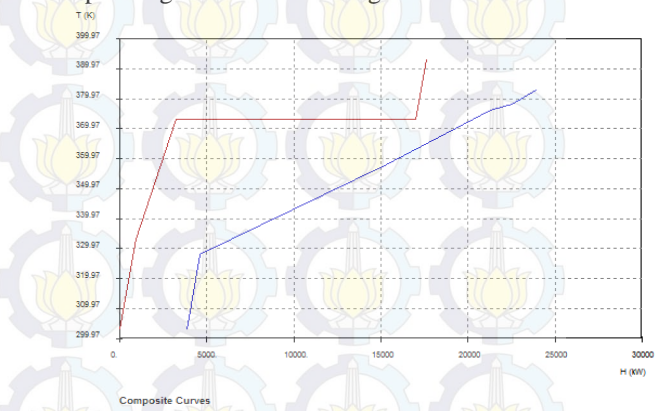
B. Pemilihan Proses

B.1. Single effect evaporator dengan jaringan penukar panas

Alternatif pertama, proses pemekatan limbah vinasse menggunakan *single effect evaporator* tanpa menggunakan vakum. Untuk memudahkan penyusunan jaringan penukar panas, digunakan metode *pinch*. Aplikasi penggunaan metode *pinch* dibantu dengan program software *Heat Integration (Hint)*[5].

Setelah mendapatkan informasi aliran panas dan aliran dingin pada proses, yang mula-mula dilakukan ialah membuat

terletak pada suhu 95°C. Langkah selanjutnya ialah membuat grid diagram untuk menyusun jaringan penukar panas pada sistem pabrik gula-alkohol terintegrasi.



Gambar 2. Kurva Komposit

Pembuatan jaringan penukar panas tentunya tidak bisa menghilangkan kebutuhan utilitas seratus persen, tentu masih dibutuhkan sedikit suplai energi dari utilitas. Maka, setelah konfigurasi jaringan penukar panas telah tersusun melalui grid diagram, akan didapatkan data kebutuhan energi utilitas minimum yang diperlukan. Berdasarkan hasil penelitian, didapatkan suplai energi utilitas panas (steam) minimum yang diperlukan ialah sebesar 6.265,34 kW, sedangkan dari utilitas dingin (air pendingin) sebesar 3.838,23 kW.

Setelah dipasangkan, didapatkan kebutuhan energi dari utilitas panas (steam) sebesar 6.900,54 kW atau setara dengan steam 11.207,63 kg/jam, sedangkan dari utilitas dingin sebesar 4.473,43 kW atau setara dengan 192.635,74 kg/jam.

Untuk menghitung kebutuhan operasional dari instalasi pengolahan limbah ini, untuk utilitas panas dihitung selisih antara steam yang digunakan untuk proses evaporasi limbah dengan steam yang di-recovery oleh vapor produk evaporasi. Untuk utilitas dingin bisa didapat dari selisih kebutuhan air

Tabel 1. Aliran Dingin

No. Aliran	Suhu Pasok (°C)	Suhu Target (°C)	cp (kJ/kg°C)	Massa (ton/jam)	CP (kW/°C)	ΔH (kW)
1	55	70	3,820	304,561	323,193	4847,9
2	70	105	3,827	311,712	331,394	11598,78
3	103	110	3,829	259,212	275,677	1929,74
4	30	85	3,681	29,935	30,605	1683,27
Σ energi						20059,69

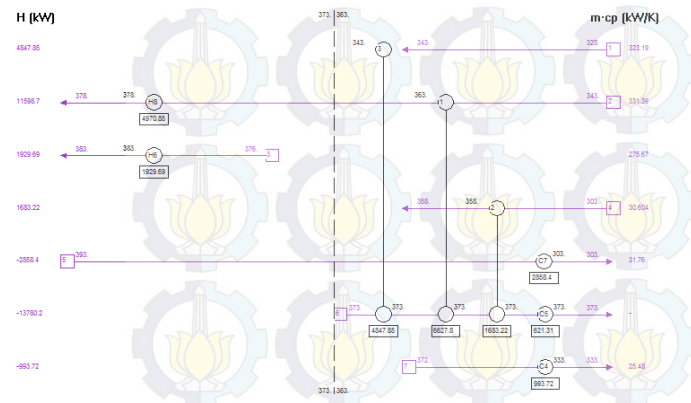
Tabel 2. Aliran Panas

No. Aliran	Suhu Pasok (°C)	Suhu Target (°C)	cp (kJ/kg°C)	Massa (ton/jam)	CP (kW/°C)	ΔH (kW)
1	120	30	3,588	31,878	31,769	2.859,17
2	100	99	2.259,99	21,951	13.780,18	13.780,18
3	99	60	4,179	21,951	993,96	993,96
Σ energi						17.633,32

kurva komposit untuk menentukan titik pinch. Dengan mengasumsikan $\Delta T_{min} = 10^\circ C$ didapat kurva komposit seperti pada gambar 2. Dari kurva komposit diketahui titik *pinch*

pendingin sebelum dan sesudah instalasi pengolahan limbah beserta jaringan pemanasnya. Dari penyusunan grid diagram, maka dapat disusun *flowsheet* pabrik gula-alkohol yang baru

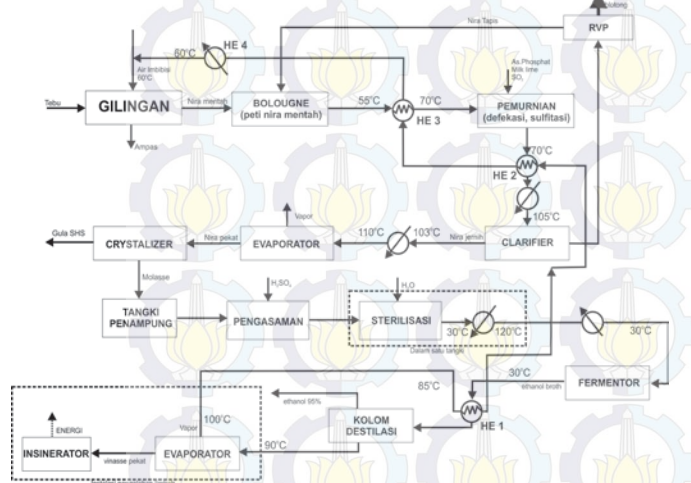
dengan instalasi jaringan penukar panasnya.



Gambar 3. Grid diagram

Dari hasil perhitungan diperoleh kebutuhan steam untuk sistem pengolahan limbah dengan proses ini ialah sebesar 1.525,15 kg/jam. Sedangkan kebutuhan air pendingin sebesar 69.513,1 kg/jam.

Untuk perhitungan *capital cost evaporator* didapatkan luas permukaan kontak evaporator yang dibutuhkan sebesar 484,24 m². Serta dibutuhkan instalasi heat exchanger sebanyak empat buah, dengan area kontak masing-masing sebesar HE 1 = 31,43 m², HE 2 = 242,71 m², HE 3 = 87,36 m², HE 4 = 27,67 m².



Gambar 4. Flowsheet pabrik gula-alkohol terintegrasi disertai jaringan penukar panas

B.2. Single Effect Evaporator dengan Mechanical Vapor Recompression (MVR)

Proses ini, seperti alternatif proses sebelumnya, juga memanfaatkan kembali vapor hasil evaporasi. Untuk keefektifan penggunaan kompresor maka ΔT tidak boleh besar, maka kondisi operasi tidak boleh vakum. Untuk kebutuhan *capital cost*, sistem ini membutuhkan luas area kontak yang besar sebagai akibat dari ketiadaan vakum, selain itu juga dibutuhkan instalasi kompresor sebagai alat rekompresi vapor. Dari appendix didapat luas area kontak sebesar 484,24 m². Juga dibutuhkan kompresor dengan power

969,76 hp.

Untuk kebutuhan operasional, didapatkan kebutuhan steam sebesar 947,07 kg/jam. Kebutuhan air pendingin 0,00 kg/jam karena semua vapor menjadi kondensat tanpa perlu air pendingin. Selain itu juga dibutuhkan listrik untuk menggerakkan kompresor sebesar 723,7 kWh.

B.3. Single Effect Evaporator dengan kondisi vakum

Untuk alternatif yang ketiga digunakan evaporator dengan kondisi vakum. Keuntungannya yaitu meminimalisir luas area kontak karena dengan kondisi vakum maka ΔT akan menjadi besar.

Dari perhitungan *capital cost*, luas area kontak yang dibutuhkan pada evaporator sebesar 75,75 m². Selain itu evaporator juga memerlukan ejector sebagai alat pembuat vakum. Ejector menggunakan 2-stage dengan ukuran diameter ejector diperkirakan sebesar 4 in.

Untuk kebutuhan energi, kebutuhan steam untuk pemanasan sebesar 21.299,44 kg/jam. Kebutuhan steam untuk ejector sebesar 122,17 kg/jam. Maka total kebutuhan steam ialah 21.421,62 kg/jam Sedangkan kebutuhan air pendingin ialah sebesar 405.388,13 kg/jam.

B.4. Double Effect Evaporator

Semakin banyak *effect* pada evaporator akan meningkatkan biaya kapital namun akan menurunkan biaya operasional.

Dari appendix didapatkan kebutuhan luas area kontak pada evaporator sebesar 143,73 m². Selain itu juga dibutuhkan 2-stage ejector sebagai pembuat vakum dengan diameter diperkirakan 6 in.

Kebutuhan steam untuk pemanasan didapatkan sebesar 10.715,82 kg/jam, kebutuhan steam untuk ejector sebesar 244,35 kg/jam. Maka total kebutuhan steam sebesar 10.960,18 kg/jam. Untuk kebutuhan air pendingin didapatkan sebesar 209.873,01 kg/jam.

B.5. Triple Effect Evaporator

Untuk *triple effect evaporator*, dari hasil perhitungan didapatkan data-data biaya kapital, yakni kebutuhan luas area kontak pada evaporator sebesar 303,26 m². Selain itu juga dibutuhkan 2-stage ejector sebagai pembuat vakum dengan diameter diperkirakan 6 in.

Kebutuhan steam untuk pemanasan didapatkan sebesar 7355,11 kg/jam, kebutuhan steam untuk ejector sebesar 366,53 kg/jam. Maka total kebutuhan steam sebesar 7.721,65 kg/jam. Untuk kebutuhan air pendingin didapatkan sebesar 145.564,94 kg/jam.

B.6. Quadruple Effect Evaporator

Untuk *quadruple effect evaporator*, dari hasil perhitungan didapatkan data-data biaya kapital, yakni kebutuhan luas area kontak pada evaporator sebesar 447,51 m². Selain itu juga dibutuhkan 2-stage ejector sebagai pembuat vakum dengan diameter diperkirakan 6 in.

Kebutuhan steam untuk pemanasan didapatkan sebesar 5.535,18 kg/jam, kebutuhan steam untuk ejector sebesar 488,71 kg/jam. Maka total kebutuhan steam sebesar 6.023,18

kg/jam. Untuk kebutuhan air pendingin didapatkan sebesar 114.631,14 kg/jam.

B. Perhitungan Proses Insinerasi Vinasse

Ditentukan kadar vinasse yang akan dibakar sebesar 45°brix, sesuai dengan literatur yang didapat antara lain penelitian yang pernah dilakukan Cortez dan Perez (1997), serta Brunner (1994)[6]. Semua menggunakan kadar solid 45%. Walaupun dengan kandungan air yang tinggi limbah akan sulit dibakar dan mempunyai kandungan *heating value* yang lebih kecil, tetapi akan lebih mudah dari segi penanganan teknisnya karena jika limbah terlalu pekat maka viskositasnya akan terlalu tinggi, viskositas yang tinggi akan membuta masalah teknis pada proses transportasi dan juga evaporasinya.

Pada analisa menggunakan bom kalorimeter yang menggunakan sampel dengan kadar solid 95%, didapat hasil *heating value* sampel tersebut sebesar 10.562,86 kJ/kg. kemudian dari hasil perhitungan didapatkan perkiraan *heating value* vinasse kering (bahan organik volatil) sebesar 11.070,92 kJ/kg.

Total jumlah vinasse pekat yang dibakar sejumlah 5.889,49 kg/jam. Oleh karena kandungan air dalam limbah terlampau tinggi, maka limbah dipastikan tidak bisa terbakar secara *autogenous*, dengan kata lain limbah tidak akan terbakar secara langsung jika dipantik oleh burner. Maka, limbah memerlukan bahan bakar tambahan supaya bisa dibakar. Dalam hal ini bahan bakar yang dipakai ialah #2 fuel oil. Dari hasil perhitungan neraca massa dan neraca energi insinerator didapatkan kebutuhan bahan bakar sebesar 698,93 L/jam.

Pembakaran akan menghasilkan produk berupa *flue gas* yang terdiri dari uap air (*moisture*) dan udara kering (*dry gas*). Dari appendix didapatkan total *flue gas* yang dihasilkan sebesar 25.075,29 kg/jam dengan rincian *moisture* sebesar 5.798,72 kg/jam dan *dry gas* sebesar 19.276,56 kg/jam.

Flue gas tersebut diperkirakan mempunyai suhu 1000°C, maka energinya bisa dipakai untuk menghasilkan steam pada boiler. Dari hasil perhitungan, dengan asumsi ΔT boiler sebesar 35oC maka akan didapatkan steam yang dihasilkan oleh *flue gas* sebesar 12.642,11 kg/jam.

C. Perbandingan Total Annual Cost Masing-masing Alternatif Proses

C.1. Annual Capital Cost

Annual capital cost erat kaitannya dengan kebutuhan instalasi alat-alat yang digunakan seperti evaporator, HE, insinerasi, ejector, *barometric condenser* serta piping instrumentation. Jika diasumsikan kurs rupiah sebesar \$1 = Rp9.450,00. Juga diasumsikan umur alat 5 tahun dengan masa operasi pabrik 24 jam per hari dan 330 hari per tahun, maka bisa dihitung *annual capital cost* untuk masing-masing proses: Dari Tabel 3 bisa dilihat bahwa kebutuhan *capital cost* yang paling kecil terdapat pada alternatif 3, yaitu *single effect evaporator vakum*.

C.2 Annual Operational Cost

Dalam persoalan ini yang ditinjau dalam penentuan biaya

operasional meliputi biaya steam, air pendingin, listrik, serta bahan bakar. Table 4 menunjukkan perbandingan penggunaan utilitas pada masing-masing proses. Dengan mengasumsikan harga steam sebesar Rp173,00/kg (*urbanecology.org.au*), harga air pendingin sebesar Rp2,0/kg (PDAM), serta harga listrik sebesar Rp915,0/kWh (PLN), maka akan didapatkan biaya operasional untuk masing-masing proses. Untuk

Tabel 3.

Perbandingan *annual capital cost* masing-masing alternative proses

Proses	<i>Annual capital cost</i> (Rp)
<i>Single effect with pinch</i>	8.694.297.837
<i>Single effect with MVR</i>	9.714.518.757
<i>Single effect vacuum</i>	3.739.794.110
<i>Double effect</i>	4.548.463.707
<i>Triple effect</i>	6.375.674.850
<i>quadraple effect</i>	7.987.158.586

mendapatkan biaya tahunan juga diasumsikan pabrik beroperasi 24 jam per hari dan 330 hari per tahun.

Biaya tersebut masih akan ditambahkan dengan biaya bahan bakar untuk keperluan insinerasi. Berdasar perhitungan, bahan bakar yang dibutuhkan ialah sebanyak 698,93 liter/jam. Dengan asumsi harga bahan bakar Rp7.500,0/liter (Pertamina), maka biaya bahan bakar per tahun sebesar Rp41.516.582.536.

Dalam proses pengolahan limbah vinasse dengan pemekatan dan pembakaran ini juga didapat penghematan. Yang pertama berasal dari *recovery* air yang didapat dari produk vapor pada proses evaporasi. Yang kedua ialah *recovery* energi yang didapat dari pembakaran vinasse. Dari perhitungan didapat air yang bisa di-*recycle* sebesar 21.950,74 kg/jam, jika dikonversi dalam bentuk biaya, jumlah tersebut setara dengan Rp43.901,48 per jam atau Rp347.699.683,82 per tahun. Sementara itu, steam yang bisa dihasilkan dari proses pembakaran vinasse ialah sebesar 12.642,11 kg/jam, jumlah itu setara dengan penghematan sebesar Rp2.187.085,45 per jam atau Rp17.321.716.793,3. Dari data-data tersebut maka bisa diperoleh :

$$\text{Biaya operasional tahunan} = \text{biaya steam} + \text{biaya air pendingin} + \text{biaya listrik} + \text{biaya bahan bakar} - \text{biaya penghematan air} - \text{biaya penghematan steam.}$$

Hasil perbandingan lengkapnya pada table 4 dibawah ini. Dari grafik bisa disimpulkan bahwa biaya operasional yang paling kecil terdapat pada alternatif nomor 1, yaitu *single effect evaporator* dengan jaringan penukar panas.

Tabel 4.

Perbandingan *annual operational cost* masing-masing alternative proses

Proses	<i>Annual operational cost</i> (Rp)
<i>Single effect with pinch</i>	27.037.963.087
<i>Single effect with MVR</i>	30.389.368.612
<i>Single effect vacuum</i>	59.619.558.347
<i>Double effect</i>	42.188.748.563
<i>Triple effect</i>	36.732.805.280
<i>quadraple effect</i>	33.916.621.235

D. Total Annual Cost

Dengan menambahkan *annual capital cost* dan *annual operational cost*, maka akan didapatkan *total annual cost*. Dari tabel 5 bisa ditarik kesimpulan bahwa alternatif proses yang paling efisien ialah alternatif 1, yakni *single effect evaporator* dengan jaringan penukar panas. Total biaya tahunannya sebesar Rp35.732.260.924 per tahun. Jika dikaitkan dengan biaya produksi etanol, maka instalasi pengolahan limbah dengan metode ini akan menambah biaya produksi ethanol sebesar Rp2.153,42/kg. Proses ini sangat hemat dalam biaya operasionalnya walaupun investasi awalnya memakan biaya mahal.

Tabel 5.

Perbandingan *total annual cost* masing-masing alternative proses

Proses	Annual capital cost (Rp)	Biaya/kg etanol (Rp)
Single effect with pinch	35.732.260.924	2.153
Single effect with MVR	40.103.887.370	2.416
Single effect vacuum	63.359.352.458	3.818
Double effect	46.737.212.271	2.816
Triple effect	43.108.480.131	2.597
quadraple effect	41.903.779.821	2.525

IV. KESIMPULAN/RINGKASAN

Dari hasil penelitian dan pembahasan pada bab sebelumnya bisa diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

- Pemilihan terbaik proses pengolahan limbah vinasse dengan metode pemekatan dan pembakaran ialah dengan menggunakan *single effect evaporator* dengan jaringan penukar panas dengan *total annual cost* sebesar Rp35.732.260.924/tahun. Biaya tersebut mempengaruhi biaya produksi etanol sebesar Rp2.153,42/kg.
- Rincian proses yang direkomendasikan:
 - Kebutuhan Peralatan Evaporator dengan luas area = 484,24 m²
 - Kebutuhan Operasional
 - Net kebutuhan steam = 1.525,15 kg/jam
 - Air pendingin = 69.513,41 kg/jam
 - Bahan bakar (*burning aid insinerasi*) = 1.141,92 L/jam
 - Recovery air dan energi
 - Air proses yang bisa digunakan sebesar 21.950,74 kg/jam dari kondensat vapor produk evaporasi. Air bisa digunakan untuk keperluan imbibisi di pabrik gula.
 - Steam yang dihasilkan dari proses pembakaran vinasse sebesar 12.642,11 kg/jam

Adapun saran-saran yang bisa digunakan sebagai bahan pertimbangan untuk aplikasi atau untuk bahan penelitian selanjutnya ialah :

- Perlu tinjauan secara eksperimen mengenai kebutuhan bahan bakar untuk membakar vinasse karena dalam penelitian ini hanya ditinjau secara perhitungan neraca massa dan energi, data eksperimen dibutuhkan untuk memvalidasinya.
- Pada lokasi dimana harga listrik lebih terjangkau dibandingkan dengan harga steam, maka kemungkinan

lebih cocok menggunakan evaporator dengan mechanical vapor recompression.

- Kendala terbesar dari aplikasi pembakaran vinasse ialah kebutuhan bahan bakar yang cukup besar karena vinasse tidak bisa terbakar dengan spontan. Biaya untuk bahan bakar merupakan pengeluaran yang terbesar. Maka, alternative untuk mengatasi persoalan ini ialah:
- Mencari bahan bakar alternative yang lebih murah dari gasoline, misalnya batubara. Namun perlu tinjauan lebih lanjut mengenai teknis pembakarannya.
- Vinasse yang telah dipekatkan tidak dibakar, melainkan dijadikan pupuk organik, mengingat kandungan organik pada vinasse cukup tinggi. Untuk itu perlu penelitian lebih lanjut untuk detail teknisnya.

UCAPAN TERIMA KASIH

Ucapan terima kasih kami sampaikan kepada Allah SWT atas kekuatan dan pengetahuan yang diberikan kami, kepada kedua orang tua kami yang memberikan dukungan doa, kepada Bapak Dr. Ir. Tontowi Ismail, MS selaku dosen pembimbing kami, PT Molindo yang telah memberikan limbahnya secara gratis, seluruh dosen dan teman-teman Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS

DAFTAR PUSTAKA

- Eckenfelder, W. *Industrial Water Pollution Control 3th ed*, New York: McGraw-Hill (2008) 15–64.
- Kep-51/MENLH/10/1995 (1995) 1–3.
- Cortez and Perez. *Experiences On Vinasse Disposal Part III : Combustion Of Vinasse-# 6 Fuel Oil Emulsions*. Braz. J. Chem. Eng. vol. 14 no. 1 São Paulo (1997)
- Indra B. dan Zaenal. 2011. *Laporan Kerja Praktek Pabrik Gula Redjo Agung*. Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS.
- Martin, Angel and Fidel A. Mato. *Hint: An educational software for heat exchanger network design with the pinch method*. Education for chemical engineers3 (2008) e6 – e14
- Brunner, C.R. *Hazardeous Waste Incineration 2nd edition*. New York : McGraw-Hill Book Company Inc. (1993)