



TUGAS AKHIR - TM 141585

**PENGARUH °BRIX TERHADAP KARAKTERISTIK  
PERPINDAHAN PANAS PADA EVAPORATOR  
ROBERT SISTEM QUINTUPLE-EFFECT DI PG.  
GEMPOLKREP**

EZA ANANSA STORIA  
NRP 2113 106 030

Dosen Pembimbing  
Prof. Dr. Eng. Prabowo, M.Eng

JURUSAN TEKNIK MESIN  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2016



**FINAL PROJECT - TM 141585**

**°BRIX EFFECT ON HEAT TRANSFER  
CHARACTERISTIC OF ROBERT EVAPORATOR  
QUINTUPLE-EFFECT SYSTEM IN GEMPOLKREP  
SUGAR FACTORY**

**EZA ANANSA STORIA  
NRP 2113 106 030**

**Advisor Lecturer  
Prof. Dr. Eng. Prabowo, M.Eng**

**MECHANICAL ENGINEERING DEPARTMEN  
Faculty of Industrial Technology  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2016**

**PENGARUH °BRIX TERHADAP KARAKTERISTIK  
PERPINDAHAN PANAS PADA EVAPORATOR  
ROBERT SISTEM QUINTUPLE EFFECT DI PG.  
GEMPOLKREP**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada  
Bidang Studi Konversi Energi  
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Mesin  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

**Eza Anansa Storia**  
NRP. 2113 106 030

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Prof. Dr. Eng. Prabowo, M.Eng.....(Pembimbing)  
(NIP. 196505051990031005)
2. Ary Bachtiar K.P., ST, MT, Ph.D.....(Penguji I)  
(NIP. 197105241997021001)
3. Dr. Ir. Atok Setiawan, M.Eng.Sc.....(Penguji II)  
(NIP. 196604021989031002)
4. Bambang Arip D, ST, M.Eng, Ph.D.....(Penguji III)  
(NIP. 197804012002121001)

**SURABAYA**  
**JANUARI, 2016**

# **PENGARUH °BRIX TERHADAP KARAKTERISTIK PERPINDAHAN PANAS PADA EVAPORATOR ROBERT SISTEM QUINTUPLE-EFFECT DI PG. GEMPOLKREP**

**Nama** : Eza Anansa Storia  
**NRP** : 2113106030  
**Jurusan** : Teknik Mesin FTI-ITS  
**Dosen Pembimbing** : Prof. Dr. Eng. Prabowo, M.Eng

## **Abstrak**

*Evaporator Robert merupakan evaporator yang umum digunakan di pabrik gula. Pabrik Gula Gempolkrep mengoperasikan evaporator Robert secara quintuple-effect dengan tekanan yakni 1,6 bar, 1,26 bar, 0,9 bar, 0,54 bar dan 0,18 bar. Tekanan yang rendah membuat titik didih nira semakin menurun sehingga didapatkan nira terkonsentrasi. Konsentrasi nira ditunjukkan dalam °brix.*

*Dalam penelitian ini, overall heat transfer coefficient dihitung untuk mengetahui karakteristik perpindahan panas. Nilai ini dihitung berdasarkan metode Dessin dan koefisien konveksi perpindahan panas. Konveksi sisi dalam tube dihitung menggunakan Chen's correlation sedangkan sisi luar tube dihitung menggunakan persamaan konveksi kondensasi film.*

*Hasil yang didapat yaitu °brix semakin besar setiap keluar evaporator yakni 18 °brix, 25 °brix, 32 °brix, 43 °brix dan 68 °brix. Nilai U yang didapat untuk kelima evaporator berdasarkan metode Dessin adalah 3,46 kW/m<sup>2</sup>.K, 2,92 kW/m<sup>2</sup>.K, 2,35 kW/m<sup>2</sup>.K, 1,71 kW/m<sup>2</sup>.K, dan 0,86 kW/m<sup>2</sup>.K, sedangkan berdasarkan pendekatan koefisien konveksi didapat U 3,14 kW/m<sup>2</sup>.K, 2,92 kW/m<sup>2</sup>.K, 2,48 kW/m<sup>2</sup>.K, 2,21 kW/m<sup>2</sup>.K dan 1,57 kW/m<sup>2</sup>.K secara berurutan.*

***Kata kunci: Evaporator, quintuple-effect, °brix, overall heat transfer coefficient.***

# **°BRIX EFFECT ON HEAT TRANSFER CHARACTERISTIC OF ROBERT EVAPORATOR QUINTUPLE-EFFECT IN GEMPOLKREP SUGAR FACTORY**

**Name** : Eza Anansa Storia  
**NRP** : 2113106030  
**Department** : Mechanical Engineering FTI-ITS  
**Advisor Lecturer** : Prof. Dr. Eng. Prabowo, M.Eng

## **Abstract**

*Robert evaporator is a commonly-used evaporator in sugar factory. Gempolkrep sugar factory operates Robert evaporator as quintuple-effect with pressure 1,6 bar, 1,26 bar, 0,9 bar, 0,54 bar and 0,18 bar. Low pressure makes boiling point of sugarcane juice decrease thus concentrated juice is obtained. Sugarcane juice concentration expressed as °brix.*

*In this study, the overall heat transfer coefficient is calculated to determine heat transfer characteristic. This coefficient is calculated based on Dessin method and convective heat transfer coefficient. Convection inside tube is calculated using Chen's correlation while convection outside tube is calculated using film condensation equation.*

*The result is °brix exit evaporators are 18 °brix, 25 °brix, 32 °brix, 43 °brix dan 68 °brix. Overall heat transfer coefficient based on Dessin method are 3,46 kW/m<sup>2</sup>.K, 2,92 kW/m<sup>2</sup>.K, 2,35 kW/m<sup>2</sup>.K, 1,71 kW/m<sup>2</sup>.K, dan 0,86 kW/m<sup>2</sup>.K, while convective heat transfer coefficient gives U 3,14 kW/m<sup>2</sup>.K , 2,92 kW/m<sup>2</sup>.K , 2,48 kW/m<sup>2</sup>.K , 2,21 kW/m<sup>2</sup>.K dan 1,57 kW/m<sup>2</sup>.K respectively.*

**keywords:** *evaporator, quintuple-effect, °brix, overall heat transfer coefficient.*

## KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa yang selalu melimpahkan rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan naskah tugas akhir yang berjudul “**PENGARUH “BRIX TERHADAP KARAKTERISTIK PERPINDAHAN PANAS PADA EVAPORATOR ROBERT SISTEM QUINTUPLE-EFFECT DI PG. GEMPOLKREP”**”. Dengan kerendahan hati, penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Prof. Dr. Eng. Prabowo, M.Eng, selaku dosen pembimbing atas segala diskusi serta ilmu yang bermanfaat selama penyusunan tugas akhir ini.
2. Dr. Ir. Atok Setiawan, M.Eng.Sc, Ary Bachtiar K.P., ST, MT, Ph.D, dan Bambang Arip D, ST, M.Eng, Ph.D selaku dosen penguji yang memberi saran, masukan serta kritik yang membangun untuk penyusunan tugas akhir ini.
3. Ir. Bambang Pramujati, M.Sc, Ph.D, selaku ketua Jurusan Teknik Mesin FTI-ITS.
4. Kedua orang tua, kakak, dan adik yang selalu memberikan dorongan semangat, kasih sayang serta doa.
5. Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo yang selalu membantu memberi masukan kepada penulis.
6. Teman-teman LJ genap 2013 dan kos atas bantuannya selama selama pengerjaan naskah tugas akhir.
7. Pihak-pihak yang berkontribusi dalam penyusunan naskah tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa masih terdapat kekurangan dalam penyusunan tugas akhir ini. Oleh karena itu, penulis mengharap kritik dan saran yang membangun terhadap tugas akhir ini. Semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat dan inspirasi bagi penulis dan pembaca.

Surabaya, Januari 2016

Penulis

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN.....	iii
ABSTRAK.....	iv
ABSTRACT.....	v
KATA PENGANTAR.....	vi
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR GAMBAR.....	x
DAFTAR TABEL.....	xii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Rumusan Permasalahan .....	5
1.3 Batasan Masalah.....	5
1.4 Tujuan.....	6
BAB II DASAR TEORI.....	7
2.1 Evaporasi.....	7
2.2 Evaporator.....	10

2.2.1	Pengertian Evaporator.....	10
2.2.2	Prinsip Kerja Evaporator.....	11
2.2.3	Evaporator Robert.....	13
2.2.4	Multiple Effect Evaporation.....	15
2.2.5	Bleeding.....	16
2.3	Analisis Termodinamika dan Perpindahan Panas .....	18
2.3.1	Laju Perpindahan Panas .....	18
2.3.2	Overall Heat Transfer Coefficient.....	20
2.4	Propertis Nira.....	24
2.5	Penelitian Terdahulu.....	25
BAB III METODOLOGI PENELITIAN.....		29
3.1	Langkah Penelitian.....	29
3.2	Data Operasi.....	30
3.3	Metode Perhitungan.....	31
BAB IV PEMBAHASAN.....		35
4.1	Hasil Analisis Quintuple Effect.....	35
4.1.1	Mass Balance.....	35
4.1.2	Boiling Point Elevation .....	38



4.1.3	Heat Balance.....	40
4.1.4	Overall Heat Transfer Coefficient.....	41
4.1.5	Luas Perpindahan Panas.....	45
4.2	Proses Penguapan.....	46
4.2.1	Kondensasi.....	48
4.2.2	Boiling.....	50
4.2.3	Overall Heat Transfer Coefficient Berdasarkan Koefisien Konveksi.....	56
4.3	Perbandingan Nilai Overall Heat Transfer Coefficient.....	58
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN.....		61
5.1	Kesimpulan.....	61
5.2	Saran.....	62
DAFTAR PUSTAKA.....		63
LAMPIRAN.....		65

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Lokasi Pabrik Gula Gempolkrep	1
Gambar 1.2 Proses Pembuatan Gula	2
Gambar 2.1 Stasiun Evaporasi di PG. Gempolkrep	7
Gambar 2.2 Volume Atur Evaporator Robert	9
Gambar 2.3 Boiling Point Elevation	12
Gambar 2.4 Evaporator Robert	13
Gambar 2.5 Jalur Uap	14
Gambar 2.6 Prinsip Quintuple Effect	16
Gambar 2.7 Quintuple effect dengan bleeding	17
Gambar 2.8 Heat Balance Single Vessel	19
Gambar 2.9 Viskositas Nira	25
Gambar 2.10 Hubungan HTC terhadap sistem quadruple effect	25
Gambar 2.11 Hubungan obrix dengan temperatur nira	26
Gambar 2.12 Hubungan antara obrix dengan HTC	27
Gambar 3.1 Skema Quintuple Effect PG. Gempolkrep	30
Gambar 4.1 Flowsheet Evaporator Robert Quintuple Effect	37
Gambar 4.2 obrix Terhadap BPE	38

Gambar 4.3 obrix Terhadap Temperatur Saturasi	39
Gambar 4.4 obrix Terhadap Laju Perpindahan Panas	41
Gambar 4.5 obrix Terhadap Overall Heat Transfer Coefficient	42
Gambar 4.6 Temperatur Uap Pemanas Terhadap Overall Heat Transfer Coefficient	43
Gambar 4.7 Kalor Laten Penguapan	44
Gambar 4.8 Proses Penguapan	46
Gambar 4.9 T-s Diagram Evaporasi	47
Gambar 4.10 Proses Kondensasi	48
Gambar 4.11 $\Delta T$ Terhadap $h_o$	49
Gambar 4.12 Gelembung uap	50
Gambar 4.13 Boiling Curve Regime	51
Gambar 4.14 Pola Aliran didalam Vertikal Tube	53
Gambar 4.15 obrix Terhadap $h_i$	55
Gambar 4.16 obrix Terhadap Overall Heat Transfer Coefficient	56
Gambar 4.17 Perbandingan Nilai U	58

## DAFTAR TABEL

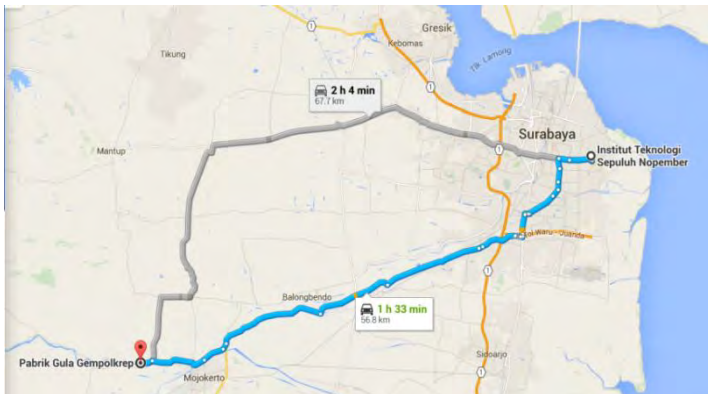
Tabel 3.1 Data Operasi PG. Gempolkrep.....	31
Tabel 4.1 Mass Balance .....	35
Tabel 4.2 Boiling Point Elevation.....	38
Tabel 4.3 Laju Perpindahan Panas .....	40
Tabel 4.4 Overall Heat Transfer Coefficient.....	42
Tabel 4.5 Luas Perpindahan Panas .....	45
Tabel 4.6 Koefisien Konveksi Kondensasi .....	49
Tabel 4.7 Perbedaan Temperatur Boiling .....	52
Tabel 4.8 Koefisien Konveksi Boiling.....	54
Tabel 4.9 Koefisien Konveksi.....	56
Tabel 4.10 Perbandingan Nilai <i>Overall Heat Transfer Coefficient</i> .....	58

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

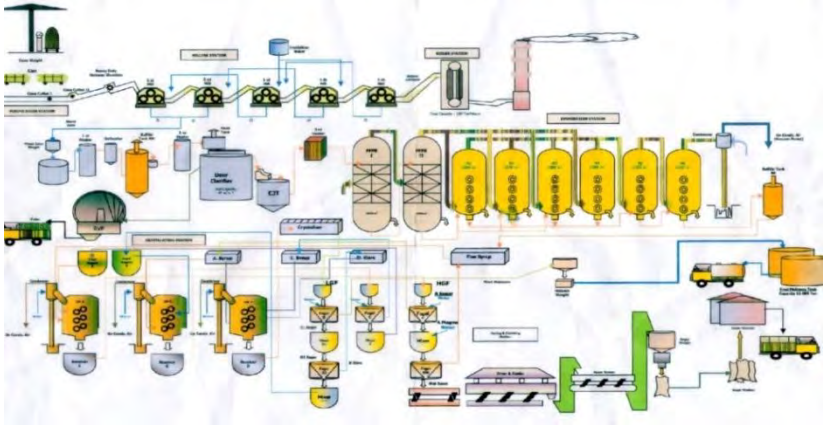
Pabrik Gula (PG) Gempolkrep pada awalnya merupakan PG milik Belanda. Pabrik ini didirikan pada tahun 1849 oleh N.V Kooy A Coaster Van Voor Hout dengan nama N.V Cultuur Maatschapl Gempolkrep. Saat ini, PG. Gempolkrep merupakan unit usaha gula milik PT. Perkebunan Raya X (PT.PN X). Lokasi PG ini terletak di desa Gempolkrep, Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto, Provinsi Jawa Timur. Jarak PG dari Surabaya lebih kurang 58,7 km seperti pada gambar 1.1.



Gambar 1.1 Lokasi Pabrik Gula Gempolkrep

PG. Gempolkrep merupakan pabrik gula dengan kapasitas terbesar yakni 8200 TCD (ton cane per day) dari sebelas unit usaha gula milik PT. PN X yang tersebar di provinsi Jawa Timur. Berdasarkan kapasitas tebu diatas setiap harinya PG. Gempolkrep dapat memproduksi 640 ton gula kristal putih yang telah memenuhi Standard Nasional Indonesia (SNI). Sedangkan sisa dari tebu dimanfaatkan oleh PG. Gempolkrep untuk proses lain

dan produk yang bermanfaat, contohnya ampas tebu dimanfaatkan untuk bahan bakar ketel, tetes atau *molase* dijual ke pabrik bioethanol sedangkan blotong digunakan sebagai pupuk kebun tebu.



Gambar 1.2 Proses Pembuatan Gula

Proses pembuatan gula dari tebu secara keseluruhan dapat dilihat pada gambar 1.2 diatas. Proses produksi gula kristal putih di pabrik-pabrik gula PT.PN X menggunakan proses defekasi-sulfitasi. Secara garis besar proses produksinya dapat dibagi menjadi tujuh stasiun (Ensinas, 2007) yaitu:

1. Stasiun Gilingan

PG. Gempolkrep menggunakan lima gilingan dimana nira terekstrasi oleh kompresi. Air imbibisi ditambahkan untuk meningkatkan efisiensi. Sebelum digiling, tebu dipotong-potong dan dicacah menggunakan *direct drive steam turbine*. Nira yang dihasilkan dari proses ini disebut nira mentah yang masih mengandung banyak zat pengotor.

2. Stasiun Pemurnian

Zat-zat bukan gula dalam nira dipisahkan dengan menambahkan zat kimia. Pada proses ini terdapat dua proses

yaitu defekasi dan sulfitasi. Sebelum masuk ke defekator nira dipanaskan hingga suhu 80 °C. Proses defekasi menggunakan susu kapur ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ). Susu kapur memegang peranan penting dalam pemurnian gula, zat ini didapat dari pelarutan padatan kapur dengan air panas. Apabila zat tersebut diberikan kepada nira maka akan membentuk kapur aktif yang dapat bereaksi dengan asam-asam dan kotoran yang terdapat dalam nira sehingga terjadi penetralan dan pembentukan endapan yang mudah dipisahkan. Sulfitasi menggunakan gas  $\text{SO}_2$  yang akan membentuk endapan yang lebih besar sehingga tidak mudah pecah. Selain itu fungsi gas  $\text{SO}_2$  adalah untuk mengikat unsur-unsur yang belum bereaksi di defekator dan mengurangi viskositas larutan. Nira yang dihasilkan disebut nira jernih atau nira encer.

### 3. Stasiun Penguapan

Nira jernih masih memiliki kadar air yang sangat tinggi. Air tersebut akan diuapkan didalam bejana dimana proses penguapan dilakukan secara hampa udara. Untuk mengefisienkan pemakaian uap, maka bejana memakai sistem *multiple effect*. Nira yang dihasilkan disebut Nira kental.

### 4. Treatment

Nira kental hasil penguapan dimurnikan lagi menggunakan zat kimia untuk meningkatkan kualitas produk. Nira dipanaskan kembali didalam heater.

### 5. Stasiun Masakan

Nira kental diuapkan lebih lanjut hingga terbentuk kristal gula. Proses kristalisasi ini juga dalam kondisi hampa udara. Untuk mencapai ukuran kristal yang diinginkan, proses masakan dibagi dalam beberapa tahap. Hasil akhir Stasiun Masakan adalah massecuite, yaitu kristal gula yang masih mengandung lapisan-lapisan strup disekelilingnya.

### 6. Stasiun Puteran

Kristal gula dalam massecuite dipisahkan dari strup (larutan) dengan memanfaatkan gaya sentrifugal. Proses sentrifugasi ini

dilakukan dalam beberapa tahap bergantung pada jenis *massecuite* yang diputar.

#### 7. Stasiun Penyelesaian

Gula yang dihasilkan stasiun puteran masih mengandung kadar air yang cukup tinggi, oleh karena itu gula dikeringkan dan didinginkan dengan menggunakan Sugar Drier and Cooler (SDC) hingga diperoleh gula dengan kadar air dan suhu yang diharapkan.

Proses penguapan merupakan proses penting didalam pembuatan gula. Pada dasarnya permintaan panas di pabrik gula terjadi pada proses pemanasan nira, evaporasi, dan kristalisasi. Semua proses diatas dibutuhkan untuk proses produksi, namun evaporasi ditekankan dalam aspek integrasi termal karena merupakan proses dengan konsumsi energi terbesar (Higa, 2009).

Evaporator merupakan suatu alat yang berfungsi untuk menghasilkan larutan yang terkonsentrasi. Pada dunia industri manfaat dari alat ini yaitu untuk pengentalan awal cairan sebelum diolah lebih lanjut, pengurangan volume cairan dan untuk menurunkan aktivitas air. Di Industri gula evaporator berfungsi untuk menghasilkan nira yang terkonsentrasi. Parameter yang digunakan untuk menunjukkan konsentrasi nira adalah °brix.

Di PG. Gempolkrep, evaporator yang digunakan adalah evaporator tipe Robert dengan prinsip *multiple effect*. Prinsip ini merupakan langkah penghematan energi dimana uap hasil evaporasi badan pertama digunakan untuk penguapan badan kedua, begitupun selanjutnya. Pabrik ini memiliki delapan badan evaporator yang mana dioperasikan dengan sistem *quintuple effect*. Artinya hanya lima badan evaporator yang digunakan, sedangkan sisanya *standby* untuk menggantikan posisi evaporator lain saat dilakukan *cleaning*. Tekanan tiap bejana berbeda-beda dan dibuat menurun agar titik didih larutan nira menurun pula. Dengan kondisi tersebut air yang terkandung didalam nira akan teruapkan pada temperatur yang cukup rendah.

Proses yang terjadi didalam evaporator yaitu evaporasi. Evaporasi terjadi dimana exhaust steam dari turbin akan masuk di



sisi shell dan memanasi nira jernih yang ada di sisi tube. Kandungan air pada nira jernih akan teruapkan oleh panas dari steam. Nira jernih kemudian mengental sedangkan exhaust steam akan terkondensasi menjadi kondensat sebagai feedwater untuk boiler. Uap hasil pemanasan nira akan digunakan untuk input uap pemanas badan berikutnya sesuai dengan prinsip *multiple effect*.

Dengan pentingnya proses evaporasi maka dikaji ulang prosesnya sehingga diketahui perpindahan panas yang terjadi. Umumnya sistem yang digunakan di industri makanan adalah *quadruple effect*, maka pada tugas akhir ini dikaji untuk sistem *quintuple effect* milik PG. Gempolkrep. Analisis dilakukan secara termodinamika dan perpindahan panas sehingga diketahui nilai *overall heat transfer coefficient* yang dihitung menggunakan dua metode. Metode Dessin merupakan metode yang sering digunakan untuk evaporator Robert, kemudian penulis akan mendekati dengan menghitung koefisien perpindahan panas pada sisi luar dan dalam tube sehingga diketahui fenomena-fenomena yang terjadi.

## 1.2 Rumusan Permasalahan

Untuk mengetahui proses yang terjadi di dalam evaporator Robert *quintuple effect* dengan kondisi tekanan yang berbeda-beda maka dilakukan analisis secara termodinamika dan perpindahan panas. Analisis termodinamika menggunakan *mass balance* dan *heat balance* dimana *multiple effect evaporator* sebagai kontrol volumenya. Analisis perpindahan panas meliputi *overall heat transfer coefficient* (U) yang dihitung menggunakan metode Dessin dan koefisien konveksi sehingga diketahui perbedaannya, kemudian dianalisis parameter-parameter yang berpengaruh terhadap °brix.

## 1.3 Batasan Masalah

Batasan masalah penulisan ini yaitu:

- a. Berdasarkan data operasi evaporator PG. Gempolkrep.
- b. Kondisi operasi steady state.

- c. Perpindahan panas hanya secara konveksi.
- d. Tidak ada  $Q_{\text{loss}}$  selama proses penguapan
- e. Tidak mengikutsertakan analisis metalurgi dan ekonomi.

#### **1.4 Tujuan**

Adapun tujuan dari penulisan ini yaitu:

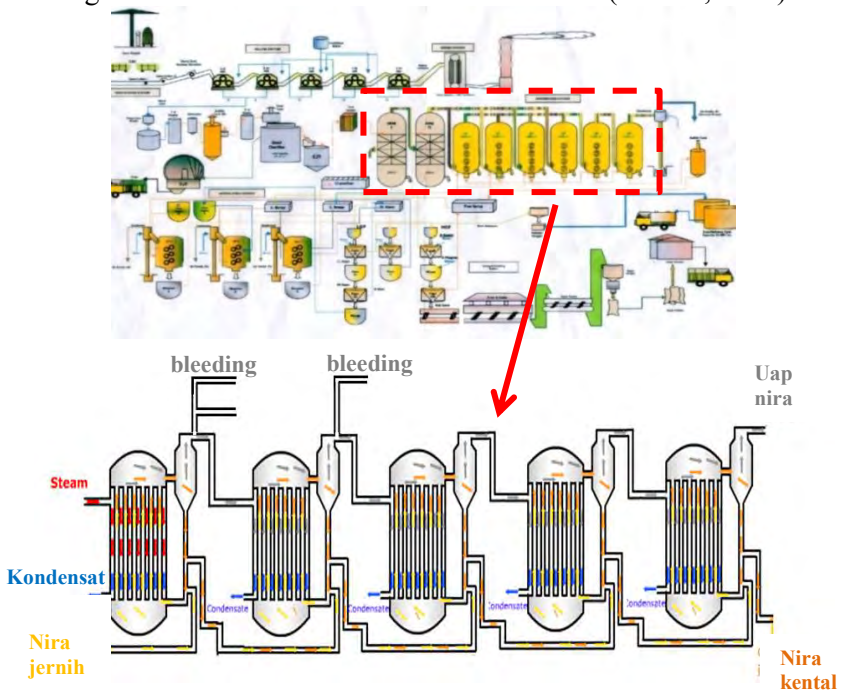
- a. Mengetahui proses penguapan di evaporator Robert.
- b. Mengetahui besarnya laju perpindahan panas setiap evaporator.
- c. Mengetahui *overall heat transfer coefficient* tiap evaporator menggunakan metode Dessin dan berdasarkan koefisien konveksi.
- d. Mengetahui jumlah luasan perpindahan panas tiap evaporator.
- e. Mengetahui hubungan antara °brix terhadap proses termodinamika dan perpindahan panas.

## BAB II

### DASAR TEORI

#### 2.1 Evaporasi

Evaporasi atau penguapan adalah penghilangan pelarut sebagai uap dari sebuah larutan atau *slurry*. Mayoritas sistem penguapan, pelarutnya berupa air. Tujuan evaporasi adalah untuk menghasilkan larutan berkonsentrasi maka uap bukanlah produk yang diinginkan. Oleh karena itu, penguapan biasanya diperoleh dari proses penguapan sebagian pelarut sebagai uap dan menghasilkan larutan berkonsentrasi atau kental (Minton, 1988).



Gambar 2.1 Stasiun Evaporasi di PG. Gempolkrep

Gambar 2.1 diatas merupakan *multiple effect* evaporator pada stasiun evaporasi yang digunakan di PG. Gempolkrep. Dari gambar tersebut terlihat bahwa PG. Gempolkrep memiliki delapan evaporator tipe *short vertical tube* atau *calandria* atau lebih sering disebut evaporator Robert, namun dioperasikan dengan sistem *quintuple effect* dimana lima vessel bekerja secara seri. Larutan yang akan diuapkan didalam evaporator Robert adalah nira jernih hasil proses pemurnian. Larutan ini mengandung sukrosa dan zat pengotor yang terlarut didalam air. Proses evaporasi disini bertujuan untuk menghilangkan kadar air sebanyak-banyaknya yang terdapat dalam nira. Setelah air dalam nira terevaporasi maka nira akan terkonsentrasi, kondisi ini kemudian akan mendekati titik jenuhnya dimana titik kristal akan mulai muncul dalam cairan (Hugot, 1960).

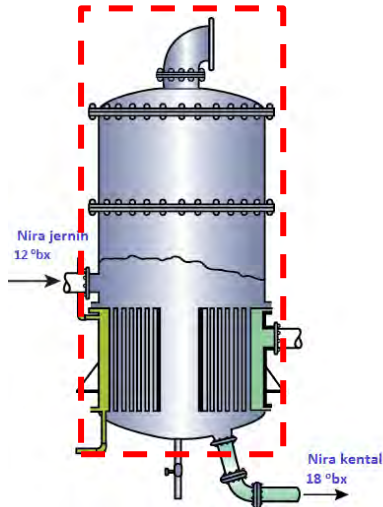
Konsentrasi larutan hanya akan menyisakan larutan induk dan kristal gula yang mulai muncul. Campuran dari kristal padat dan larutan induk yang kental ini disebut *massecuite*. Proses konsentrasi dibagi menjadi dua fase, yaitu:

- a. Evaporasi, dimana nira jernih (*juice*) diproses menjadi nira kental (*syrup*)
- b. *Sugar boiling*, dimulai sebelum tahap dimana kristal gula mulai muncul.

Nira kental yang dihasilkan masih mengandung zat pengotor yang tersisa di larutan induk. Zat ini akan dipisahkan dari kristal gula beserta larutan induk yang tersisa dalam LGF (Low Grade Fugal) atau HGF (High Grade Fugal) sesuai dengan gula yang dihasilkan.

Konsentrasi nira ditunjukkan dalam °brix. Derajat brix adalah jumlah zat padat semu yang larut setiap 100 gram larutan. Misalkan nira mempunyai °brix 12, artinya dalam 100 gram nira, 12 gram merupakan zat padat terlarut dan 88 gram sisanya merupakan air. Nira kental yang dihasilkan akan mempunyai °brix yang lebih besar. Derajat brix dapat diukur menggunakan timbangan brix (*hydrometer*).

Dengan adanya °brix maka dapat diketahui jumlah air yang diuapkan setiap badan evaporator dengan volume atur seperti pada gambar 2.2. Dalam bukunya, Hugot (1960) dan Jenkins (1966) memberikan persamaan:



Gambar 2.2 Volume Atur Evaporator Robert

$$E = J \left( 1 - \frac{B_j}{B_s} \right) \dots \dots \dots (2.1)$$

dimana :

- E = Jumlah air yang teruapkan (ton/jam)
- J = Jumlah nira jernih (*juice*) masuk evaporator (ton/jam)
- B<sub>j</sub> = °brix nira jernih (°brix)
- B<sub>s</sub> = °brix nira kental (°brix)

Jumlah nira kental yang dihasilkan dapat dihitung menggunakan *mass balance* dimana jumlah massa yang masuk akan sama dengan jumlah massa yang keluar.

$$\dot{m}_{in} = \dot{m}_{out}$$

$$\dot{m}_{nira\ jernih} = \dot{m}_{nira\ kental} + E$$

$$\dot{m}_{nira\ masuk} = \dot{m}_{nira\ keluar} - E \dots \dots \dots (2.2)$$

dimana :

$\dot{m}$  = laju alir massa (ton/jam)

E = jumlah air yang teruapkan (ton/jam)

## 2.2 Evaporator

Pada bagian ini akan dibahas pengertian evaporator, prinsip kerja evaporator, evaporator tipe Robert, dan *multiple effect evaporator*.

### 2.2.1 Pengertian Evaporator

Evaporator sangat umum digunakan dalam dunia industri. Evaporator merupakan suatu alat yang digunakan untuk proses evaporasi. Pada industri gula manfaat dari alat ini yaitu untuk mengentalkan nira sebelum diolah lebih lanjut dan untuk menurunkan aktivitas air. Evaporator memiliki dua prinsip dasar yaitu untuk menukar panas dan untuk memisahkan uap air yang terlarut dalam cairan.

Pada umumnya evaporator terdiri dari tiga bagian yaitu:

- Tempat penukar panas
- Bagian evaporasi (tempat dimana liquid mendidih lalu menguap)
- Bagian pemisah untuk memisahkan uap dari cairan

Tipe evaporator berdasarkan cara pemanasan dibedakan menjadi tiga jenis, yaitu:

#### a. Direct Fired Evaporator

Direct fired evaporator merupakan jenis evaporator dengan cara pengapian langsung dimana api dan pembakar gas dipisahkan dari cairan mendidih dengan pembatas dinding besi atau permukaan untuk memanaskan.

#### b. Submerged Combution Evaporator

Submerged combustion evaporator merupakan evaporator yang dipanaskan oleh api yang menyala dibawah permukaan cairan, dimana gas yang panas bergelembung melewati cairan.

c. Steam Heated Evaporator

Steam heated evaporator merupakan evaporator yang menggunakan pemanas steam atau uap lain yang dapat dikondensasi, sumber panas dimana uap terkondensasi pada suatu sisi di permukaan pemanas dan kemudian panas ditransmisi lewat dinding ke cairan yang mendidih.

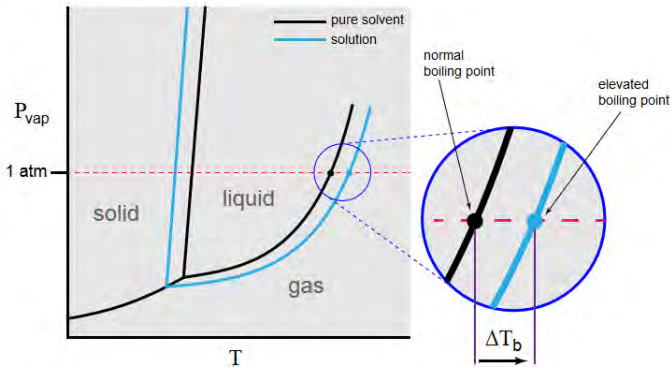
PG. Gempolkrep menggunakan jenis *steam heated evaporator* untuk cara pemanasannya. Uap yang digunakan merupakan uap bekas dari turbin yang mengalir pada sisi shell. Uap tersebut akan memanaskan nira yang ada didalam tube sehingga kandungan air didalam nira akan teruapkan sedangkan uap bekas terkondensasi dan keluar sebagai kondensat.

### 2.2.2 Prinsip Kerja Evaporator

Prinsip kerja evaporator yaitu dengan menambahkan kalor atau panas yang bertujuan untuk memekatkan suatu larutan. Larutan tersebut terdiri dari pelarut yang memiliki titik didih rendah dan zat terlarut yang memiliki titik didih tinggi sehingga pelarut akan menguap dan hanya menyisakan larutan yang lebih pekat dan memiliki konsentrasi yang tinggi. Proses evaporasi memiliki ketentuan, yaitu:

- Pemekatan larutan didasarkan pada perbedaan titik didih antar zat-zatnya.
- titik didih cairan dipengaruhi oleh tekanan.
- dijalankan pada suhu yang lebih rendah dari titik didih normal.
- titik didih cairan yang mengandung zat yang tidak menguap tergantung pada tekanan dan kadar zat tersebut.
- Beda titik didih larutan dengan titik didih cairan murni disebut kenaikan titik didih atau boiling point elevation (BPE).

*Boiling point elevation* atau kenaikan titik didih seperti pada gambar 2.3 menggambarkan fenomena bahwa titik didih cairan akan lebih tinggi bila ditambahkan senyawa lain. Artinya, larutan akan memiliki titik didih lebih tinggi dari pelarut murni. Hal ini terjadi setiap kali zat terlarut non-volatile, seperti gula, ditambahkan ke pelarut murni. Kebanyakan evaporator akan menghasilkan larutan terkonsentrasi yang memiliki titik didih lebih tinggi dari pelarutnya, sehingga dapat dikatakan bahwa BPE tergantung pada konsentrasi zat terlarut dalam larutan. Seperti dibahas sebelumnya, konsentrasi gula ditunjukkan dalam °brix.



Gambar 2.3 *Boiling Point Elevation*

Rein (2007) dalam bukunya memberikan persamaan untuk menghitung  $\Delta t_b$  seperti dibawah ini:

$$\Delta T_b = \frac{2B}{100 - B} \dots \dots \dots (2.3)$$

dimana :

- $\Delta T_b$  = Boiling Point Elevation (°C)
- B = °brix keluar evaporator (°brix)



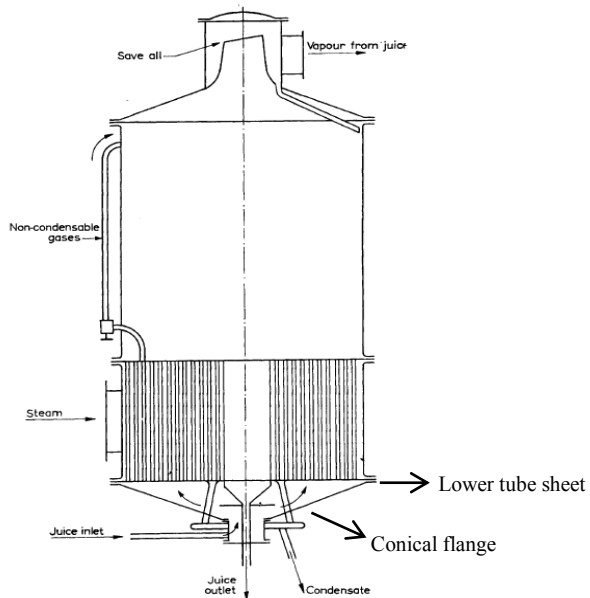
Kemudian temperatur nira keluar evaporator sebesar (Jorge, 2010):

$$T_j = T_{w,sat} + \Delta T_b \dots \dots \dots (2.4)$$

dimana:

- $T_j$  = temperatur nira kental ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $T_{w,sat}$  = temperatur saturasi air ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $\Delta T_b$  = Boiling Point Elevation ( $^{\circ}\text{C}$ )

### 2.2.3 Evaporator Robert

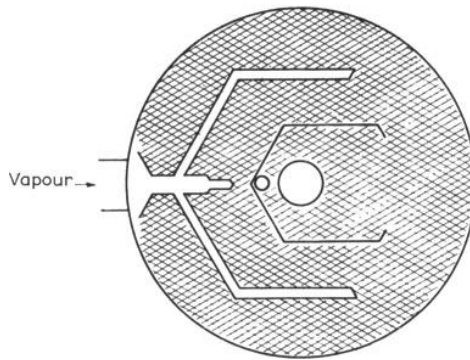


Gambar 2.4 Evaporator Robert

Evaporator Robert seperti pada gambar 2.4 termasuk *short-tube vertical evaporator* atau disebut juga evaporator *calandria*. Evaporator ini terdiri dari tube vertikal dan horizontal sheets melewati shell (Whalley, 1991). Uap pemanas beredar

mengelilingi keliling tube sedangkan nira yang akan menguap berada di dalam tube.

Nira dan uap masuk ke evaporator Robert melalui nozzle yang terdapat dibagian bawah dan melalui ruang dibawah *lower tube sheet*. *Conical* flange ditempatkan dibagian bawah untuk pendistribusian nira yang lebih baik ke sekeliling tube pemanas. Uap mengalir ke *calandria* melalui satu atau lebih inlet. Untuk memfasilitasi akses uap ke bagian-bagian *calandria* maka jalur uap biasanya dibagi diantara tube seperti pada gambar 2.5.



Gambar 2.5 Jalur Uap

Prinsip kerja evaporator ini berdasarkan sirkulasi natural dari nira dalam tube *calandria* yang terpasang dibagian bawah vertikal vessel. Jalur sirkulasi terdiri dari sebuah tube berdiameter besar yang terletak ditengah *calandria* dimana nira tidak terpanaskan, dan tube-tube berdiameter kecil dimana panas dipindahkan dari uap ke nira dan kemudian uap pemanas terkondensasi. Panas yang diberikan ke dinding tube akan mengakibatkan nira mulai mendidih, gelembung uap menurunkan densitasnya dibawah nira yang ada di tabung sirkulasi, hal ini menyebabkan adanya *buoyancy force* didalam kolom tube nira (Poel, 1998).

Campuran nira yang mendidih dan uap akan terangkat sampai diatas *upper tube-sheet*. Komponen dari campuran ini akan terpisahkan oleh gaya gravitasi dimana nira akan mengalir keluar melalui central tube yang berada di tengah *calandria* kemudian menuju tube sirkulasi dibawah *lower tube sheet* dan uap akan keluar dari bagian atas evaporator Robert. Siklus ini merupakan siklus sirkulasi secara lengkap yang terjadi didalam evaporator Robert. Pemanasan secara intensif akan meningkatkan sirkulasi dan perpindahan panas.

*Single-effect* evaporator, dalam bentuk yang paling sederhana akan menjadi bejana tekanan tertutup yang dibagi menjadi dua bagian. Satu bagian terhubung ke sumber uap dan yang lainnya sebagian diisi dengan cairan (nira).

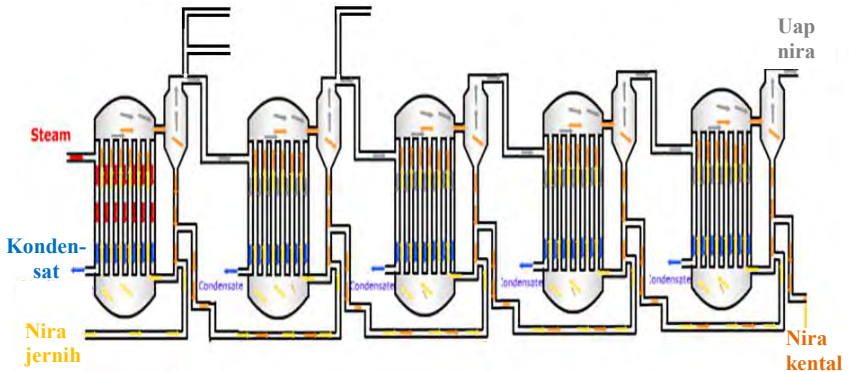
Jika uap berada pada suhu yang lebih tinggi dari titik didih cairan (nira) di bagian dalam, maka dua hal akan terjadi:

1. Uap akan terkondensasi dan akan mentransfer panas ke nira.
2. Nira akan mendidih dan air kemudian akan menguap menjadi uap air (Chen dan Cho, 1993).

#### **2.2.4 Multiple Effect Evaporation**

Kemajuan yang paling penting dalam sejarah pembuatan gula adalah penemuan *multiple effect* penguapan, dibuat sekitar tahun 1830 di Louisiana oleh Norbert Rillieux, seorang Amerika asal Perancis (Hugot, 1960). Penemuan ini merupakan langkah penghematan energi dimana Rillieux menggunakan uap hasil penguapan badan pertama sebagai uap pemanas badan berikutnya.

Penguapan biasa dengan pemanasan oleh uap dalam vessel tunggal disebut evaporasi *single effect*. Jika uap dari nira pada wadah ini diambil untuk pemanasan wadah kedua maka disebut *double effect*. Dengan cara yang sama dengan menggunakan tiga wadah maka disebut *triple effect*. Seterusnya disebut *quadruple*, *quintuple* dan *sextuple*.



Gambar 2.6 Prinsip Quintuple Effect

Uap bekas turbin akan masuk ke shell *calandria* dan terkondensasi menjadi kondensat yang kemudian keluar melalui bagian bawah *calandria*. Pabrik Gula Gempolkrep memanfaatkan kondensat dari badan satu dan dua untuk dijadikan air umpan ketel, sedangkan kondensat dari badan lain digunakan untuk air imbibisi perasan tebu.

Kebutuhan dasar untuk memastikan jalannya operasi adalah bahwa suhu nira dari masing-masing efek lebih rendah dari suhu uap yang masuk. Perbedaan temperatur ini memberikan gaya dorong untuk perpindahan panas dari uap ke nira dan juga memberikan tekanan uap sisi liquid lebih rendah dari tekanan sisi steam (Chen dan Cho, 1993)

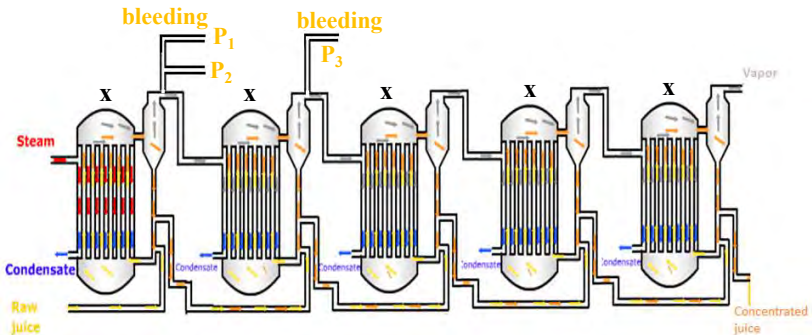
### 2.2.5 Bleeding

Awalnya, untuk kesederhanaan, semua vessel dari *multiple-effect* dibuat dengan ukuran yang sama dan masing-masing uap yang dihasilkan hanya untuk uap pemanas vessel berikutnya. Namun, walaupun vessel memiliki ukuran yang sama, kuantitas uap tertentu mungkin diambil dari masing-masing vessel untuk digunakan pada heater. Operasi ini merupakan yang paling menguntungkan dari sudut *heat economy*. Jika pada heater

atau vacuum pan, pemanasan dengan uap bekas diganti dengan uap dari nira yang diambil dari salah satu vessel *multiple-effect*, maka penghematan panas akan terealisasi (Hugot, 1960).

Gambar 2.7 dibawah ini menunjukkan adanya bleeding dari beberapa vessel sebesar P, dimana P<sub>1</sub> dan P<sub>2</sub> di-bleed dari vessel satu sedangkan P<sub>3</sub> di-bleed dari vessel 2. Besarnya supply exhaust steam:

$$Q = x + P_3 + P_2 + P_1 \dots \dots \dots (2.5)$$



Gambar 2.7 Quintuple effect dengan bleeding

Nilai x dapat dihitung menggunakan mass balance dari jumlah air yang akan diuapkan (E) (Hugot, 1960).

5 <sup>st</sup> vessel	= X
4 <sup>th</sup> vessel	= X
3 <sup>rd</sup> vessel	= X
2 <sup>nd</sup> vessel	= X + P <sub>1</sub>
1 <sup>st</sup> vessel	= X + P <sub>1</sub> + P <sub>2</sub> + P <sub>3</sub>
E	
	= 5X + 2P <sub>1</sub> + P <sub>2</sub> + P <sub>3</sub>

Untuk menghitung kebutuhan masing-masing alat yang akan di-bleed digunakan perhitungan seperti dibawah ini (Hugot, 1960):

$$P = \frac{\dot{m} x c_p x \Delta T}{r} \dots \dots \dots (2.6)$$

dimana :

- $P$  = kebutuhan uap (ton/jam)  
 $\dot{m}$  = laju alir nira (ton/jam)  
 $c_p$  = kapasitas panas (kcal/kg.K)  
 $\Delta T$  = perbedaan temperatur (K)  
 $r$  = kalor laten pada suhu uap *bleed* (kcal/kg)

kalor laten adalah jumlah panas untuk mengubah air menjadi uap pada temperatur yang sama. Nilai dari  $r$  dapat dilihat pada lampiran 1.

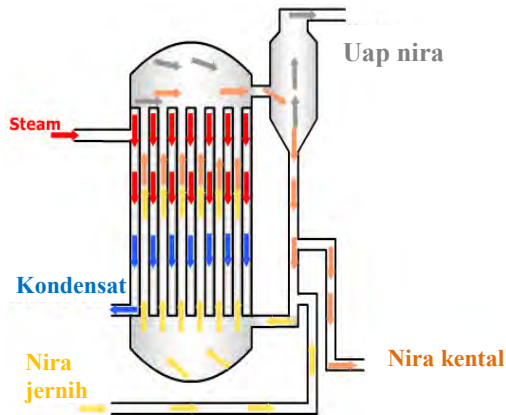
Kapasitas panas dapat dihitung berdasarkan °brix dengan rumus:

$$c_p = 1 - 0,006B \left[ \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right] \dots \dots \dots (2.7)$$

## 2.3 Analisis Termodinamika dan Perpindahan Panas

### 2.3.1 Laju Perpindahan Panas

jumlah panas pada setiap vessel *multiple-effect* dapat diperoleh dengan menuliskan *heat balance* untuk tiap vessel dimana jumlah panas masuk vessel sama dengan jumlah panas yang menginggalkannya (Hugot, 1960). Jumlah panas masuk yaitu panas yang dibawa oleh steam sedangkan panas yang menginggalkan vessel adalah panas dari nira. Untuk menghitung  $Q$  digunakan entalpi dari masing-masing komponen pada suhu tertentu. *Heat balance single vessel* ditunjukkan pada gambar 2.8 dibawah ini:



Gambar 2.8 Heat Balance Single Vessel

Komponen yang masuk kedalam sistem yaitu nira jernih dan uap pemanas sedangkan yang keluar sistem yaitu uap nira, nira kental dan kondensat, maka perhitungan heat balance seperti dibawah ini:

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$Q_{steam} + Q_{nira\ jernih} = Q_{uap\ nira} + Q_{nira\ kental} + Q_{kondensat}$$

$$\begin{aligned} (\dot{m}_{steam} \times h_{steam}) + (\dot{m}_{nira\ jernih} \times h_{nira\ jernih}) \\ = (\dot{m}_{uap\ nira} \times h_{uap\ nira}) \\ + (\dot{m}_{nira\ kental} \times h_{nira\ kental}) \\ + (\dot{m}_{kondensat} \times h_{kondensat}) \end{aligned}$$

dengan asumsi bahwa steam akan terkondensasi secara keseluruhan  $\dot{m}_{steam} = \dot{m}_{kondensat}$  dan tidak ada  $Q_{loss}$ , maka laju perpindahan panas dalam vessel adalah:

$$\begin{aligned}
 & (\dot{m}_{steam} \times h_{fg}) \\
 & = (\dot{m}_{uap\ nira} \times h_{uap\ nira}) + (\dot{m}_{nira\ kental} \times h_{nira\ kental}) \\
 & - (\dot{m}_{nira\ jernih} \times h_{nira\ jernih}) \dots \dots \dots (2.8)
 \end{aligned}$$

Entalpi dari nira dapat dicari jika °brix keluar vessel dari nira diketahui. Derajat brix keluar vessel dapat dihitung menggunakan rumus (Hugot, 1960):

$$B_o = B_i \times \frac{\dot{m}_{jernih}}{\dot{m}_{jernih} - E} \dots \dots \dots (2.9)$$

dimana :

- $B_o$  = °brix keluar vessel
- $B_i$  = °brix masuk vessel
- $\dot{m}$  = jumlah nira masuk vessel (ton/jam)
- $E$  = Jumlah air yang diuapkan (ton/jam)

Entalpi dari nira tergantung pada konsentrasi dan temperatur, seperti ditunjukkan pada persamaan (Hugot, 1960):

$$h_{nira} = (1 - 0,006B_o) \times 4,2 \times T \left[ \frac{kJ}{kg} \right] \dots \dots (2.10)$$

### 2.3.2 Overall Heat Transfer Coefficient

Untuk menghitung *overall heat transfer coefficient* evaporator Robert, telah ditulis di beberapa literatur seperti dibawah ini:

1. Dessin Equation

$$U = L \frac{(100 - B)(t_v - 54)}{1.000} \dots \dots \dots (2.11)$$



dimana :

- U = overall heat transfer coefficient (kcal/m<sup>2</sup>.h.°C)  
 L = panas laten dari uap nira pada suhu vessel (kcal/kg)  
 B = °brix rata-rata nira dalam vessel (°brix)  
 t<sub>v</sub> = suhu uap pemanas (°C)

2. Berdasarkan koefisien konveksi

- Proses yang terjadi di sisi shell yaitu kondensasi pada vertikal tube, maka untuk menghitung ho (Incropera, 2011), dilakukan dalam beberapa step:

- Menentukan propertis pada t<sub>f</sub>
- Menghitung Jakob Number

$$Ja = \frac{cp_l(T_{sat} - T_s)}{h_{fg}} \dots \dots \dots (2.12)$$

- Menghitung *modified laten heat*

$$h'_{fg} = h_{fg}(1 + 0,68 Ja) \dots \dots \dots (2.13)$$

- Menghitung bilangan tak berdimensi P

$$P = \frac{k_l L (T_{sat} - T_s)}{\mu_l h'_{fg} \left(\frac{v_l^2}{g}\right)^{1/3}} \dots \dots \dots (2.14)$$

- Menghitung Nusselt Number dan h<sub>L</sub>  
 Nusselt number dihitung berdasarkan nilai P.

$$\overline{Nu}_L = \frac{\bar{h}_L \left(\frac{v_l^2}{g}\right)^{1/3}}{k_l} = 0,943P^{1/4}, \text{ jika } P \leq 15,8 \dots \dots \dots (2.15)$$

$$\overline{Nu}_L = \frac{\bar{h}_L \left(\frac{v_l^2}{g}\right)^{1/3}}{k_l} = \frac{1}{P} (0,68P + 0,89)^{0,82}, \text{ jika } 15,8 \leq P \leq 2.530 \dots \dots \dots (2.16)$$

$$\overline{Nu}_L = \frac{\bar{h}_L \left(\frac{v_L^2}{g}\right)^{\frac{1}{3}}}{k_l} = \frac{1}{P} \left[ (0,024P - 53) Pr_L^{\frac{1}{2}} + 89 \right]^{\frac{4}{3}}, \text{ jika } P \geq 2530, Pr_L \geq 1 \dots \dots \dots (2.17)$$

- Proses yang terjadi di sisi tube yaitu *boiling* (Lestina, Serth, 2007)

Korelasi yang sering digunakan untuk menghitung koefisien perpindahan pada *boiling* adalah korelasi yang dikembangkan oleh Chen. Chen mengasumsikan bahwa kontribusi konvektif dan nukleasi pada *boiling* dapat ditambahkan. Namun, diketahui bahwa konveksi cenderung ditekankan pada nukleasi *boiling*. Chen mengaitkan efek ini ke perbedaan temperatur dekat dinding dengan meningkatnya flow rate, yang mana menurunkan perbedaan temperatur efektif antara dinding dan gelembung yang muncul dari dinding. Kemudian Chen menggunakan faktor  $S_{CH}$  sebagai rasio dari perbedaan temperatur efektif untuk gelembung ke perbedaan temperatur,  $\Delta T_e = (T_w - T_{sat})$ .

Chen juga menyatakan koefisien perpindahan panas  $h_L$  hanya untuk fasa liquid saja, maka:

$$h_{fc} = F(X_{tt})h_L \dots \dots \dots (2.18)$$

dimana:

- $h_{fc}$  = koefisien perpindahan panas konveksi dua fasa.
- $h_L$  = koefisien perpindahan panas konveksi untuk fasa liquid.
- $F(X_{tt})$  = fungsi parameter Lockhart-Martinelli

Koefisien konveksi  $h_L$  dihitung menggunakan korelasi untuk konveksi paksa didalam pipa, contohnya persamaan Sieder-Tate. Namun, Chen menggunakan persamaan Dittus-Boelter.

$$h_L = C \left(\frac{k_L}{D_i}\right) Re_L^m Pr_L^n \dots \dots \dots (2.19)$$

Dalam jurnal Astolfi-filho (2012), nilai C untuk nira yaitu 0,02 sedangkan  $m = 0,8$ . Untuk menghitung Reynolds number

menggunakan fungsi fraksi uap. Karena  $h_L$  merupakan konveksi *single phase* maka mass flow Reynolds hanya untuk fasa liquid saja.

$$Re = \frac{4\dot{m}(1-x)}{\pi D\mu} \dots \dots \dots (2.20)$$

Didalam tube terjadi *boiling* sehingga muncul gelembung-gelembung uap evaporasi. Simbol  $x$  merupakan fraksi uap atau jumlah uap yang terkandung dalam fluida. Nilai  $x$  dihitung dengan persamaan (Whalley, Kakac, 1991):

$$x = \frac{\dot{m}_{uap}}{\dot{m}_{nira}} \dots \dots \dots (2.21)$$

kemudian,

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0,9} \left(\frac{\rho v}{\rho l}\right)^{0,5} \left(\frac{\mu L}{\mu v}\right)^{0,1} \dots \dots (2.22)$$

$$F(X_{tt}) = 2,35(X_{tt}^{-1} + 0,213)^{0,736} \quad (X_{tt} < 10) \dots \dots (2.23)$$

$$F(X_{tt}) = 1 \quad (X_{tt} \geq 10) \dots \dots \dots (2.24)$$

konveksi boling diberikan dengan persamaan:

$$h_b = S_{CH}h_{nb} + h_{fc} \dots \dots \dots (2.25)$$

dimana:

$h_b$  = koefisien perpindahan konveksi boiling

$h_{nb}$  = koefisien perpindahan panas *nucleate boiling*

$S_{CH}$  =  $(1 + 2,63 \times 10^{-6} Re^{1,17})^{-1}$

Reynolds yang digunakan untuk menghitung  $S_{CH}$  adalah

$$Re = Re_L[F(X_{tt})]^{1,25} \dots \dots \dots (2.26)$$

Sedangkan untuk nukleat boiling, Chen menggunakan korelasi Forster-Zuber:

$$h_{nb} = 0,00122 \frac{k_L^{0,79} C_{pL}^{0,45} \rho_L^{0,49} \Delta T e^{0,24} \Delta P_{sat}^{0,75}}{\sigma^{0,5} \mu_L^{0,29} h_{fg} \rho_v^{0,24}} \dots \dots \dots (2.27)$$

Setelah diketahui koefisien konveksi dari sisi shell dan tube, maka *overall heat transfer coefficient* dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_b} + \frac{1}{h_L}} \dots \dots \dots (2.28)$$

## 2.4 Propertis Nira

Propertis dari nira sangat bergantung pada konsentrasi (B) dan temperatur (t). Dalam bukunya, Rein (2007) memberikan persamaan-persamaan seperti dibawah ini.

a. Density

$$\rho = 1000 \left[ 1 + \frac{B(B + 200)}{54.000} \right] \left[ 1 - 0,036 \frac{t - 20}{160 - t} \right] \dots \dots (2.29)$$

b. Specific heat capacity

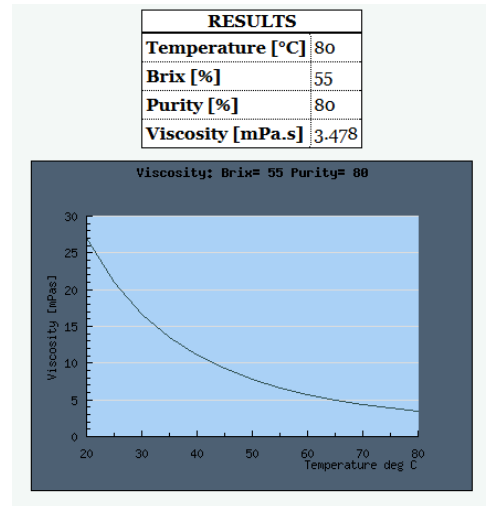
$$Cp = 4,1868 - B(0,0297 - 4,6 \times 10^{-5} P) + 7,5 \times 10^{-5} B t \dots \dots \dots (2.30)$$

c. Thermal conductivity

$$k = (1 - 0,54B) \cdot \left[ 0,561 + 0,206 \left( \frac{t}{100} \right) - 0,0943 \left( \frac{t}{100} \right)^2 - 0,007746 \left( \frac{t}{100} \right)^3 \right] \dots \dots \dots (2.31)$$

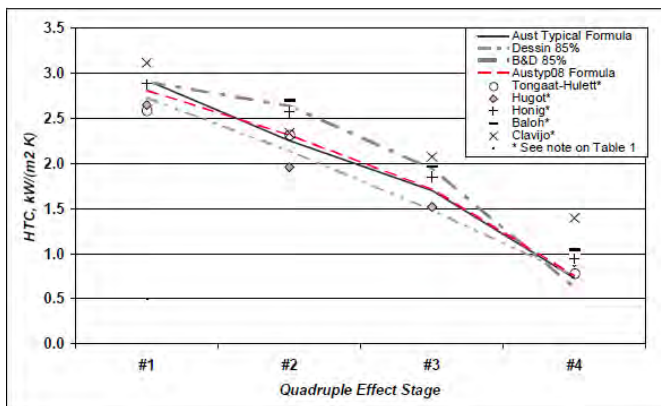
d. Viscosity

Viskositas diambil dari website <http://sugartech.co.za/viscosity/index.php> dengan menginput °brix dan temperatur, sehingga didapat grafik seperti pada gambar 2.9 dibawah ini.



Gambar 2.9 Viskositas Nira

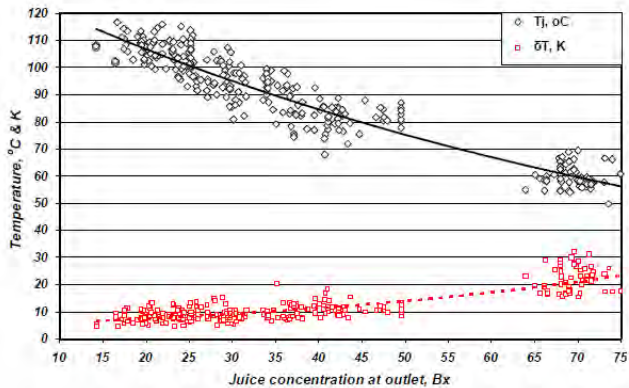
## 2.5 Penelitian Terdahulu



Gambar 2.10 Hubungan HTC terhadap sistem quadruple effect

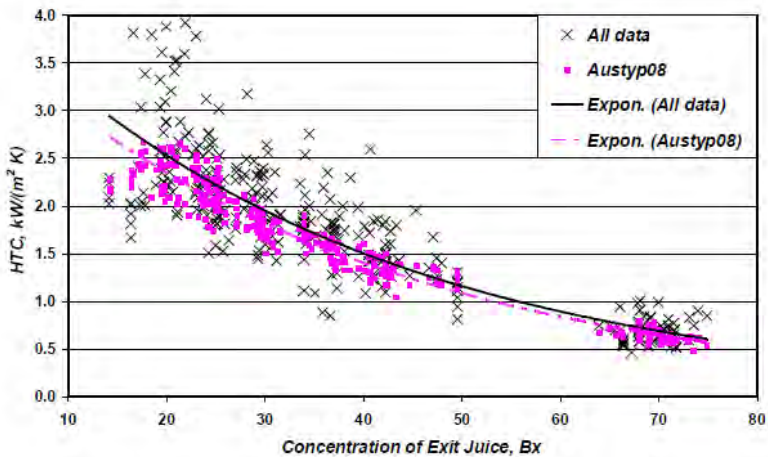
**PG Wright** pada jurnalnya yang berjudul *Heat Transfer Coefficient Correlation For Robert Juice Evaporators* membahas

tentang hubungan antara *heat transfer coefficient* (HTC) dengan temperatur dan konsentrasi nira pada sistem *quadruple effect* menggunakan beberapa metode. Pada Gambar 2.10 diatas, Wright memplot nilai *heat transfer coefficient* dari beberapa sumber. Setiap metode yang digunakan memberikan harga HTC yang berbeda-beda, Hugot memberikan harga HTC paling rendah diantara metode perhitungan yang lainnya. Sedangkan Dessin 85% memberikan nilai HTC paling tinggi diantara metode lainnya. Nilai HTC menurun dari vessel satu ke vessel berikutnya.



Gambar 2.11 Hubungan °brix dengan temperatur nira

Kemudian Wright memplot hubungan °brix dengan temperatur nira seperti pada gambar 2.11 diatas. Dari gambar tersebut terlihat bahwa semakin besar nilai °brix maka temperatur nira semakin menurun. Kemudian Wright memplot juga hubungan °brix dengan perbedaan temperatur antara uap dan kenaikan titik didih nira, dimana perbedaan temperatur semakin besar seiring dengan besarnya °brix.



Gambar 2.12 Hubungan antara °brix dengan HTC

Selain itu Wright juga memplot hubungan antara °brix dengan HTC. Hasil yang didapat seperti pada gambar 2.12 diatas. Wright kemudian menggunakan metode kalkulasi *Australian Typical Formula* (austyp08) dengan persamaan  $HTC = 0.00049 (110 - B_j)^{1.1616} T_j^{1.080} \delta T^{0.266}$ . Korelasi untuk heat transfer performance di evaporator penting untuk benchmarking dan memprediksi performa evaporator. Dari gambar 2.12 diatas, persamaan yang diberikan memberikan hasil yang lebih baik untuk  $\delta T$  yang rendah dan °brix yang tinggi.

**“Halaman ini sengaja dikosongkan”**



## **BAB III**

### **METODOLOGI PENELITIAN**

#### **3.1 Langkah Penelitian**

1. Observasi lapangan

Observasi dilakukan di PG. Gempolkrep. Setelah melihat beberapa alat penunjang pembuatan gula penulis tertarik untuk membahas tentang evaporator Robert dengan sistem *quintuple effect*.

2. Studi literatur

Penulis membaca literatur-literatur khusus pabrik gula salah satunya adalah *Handbook of Cane Sugar Engineering* oleh Hugot yang banyak dijadikan referensi dalam jurnal-jurnal tentang pabrik gula. Selain itu penulis membaca jurnal-jurnal yang terkait dengan evaporator di pabrik gula.

3. Perumusan masalah

Penulis merumuskan masalah tentang penelitian dimana evaporator Robert akan dianalisis secara termodinamika dan perpindahan panas. Nilai U dihitung menggunakan persamaan dari literatur yang berbeda untuk mengetahui perbedaannya, kemudian akan didapat juga luas perpindahan panasnya.

4. Pengumpulan data

Setelah merumuskan masalah maka penulis mengumpulkan data-data operasi yang dibutuhkan dari PG. Gempolkrep untuk rekalkulasi.

5. Pengolahan data

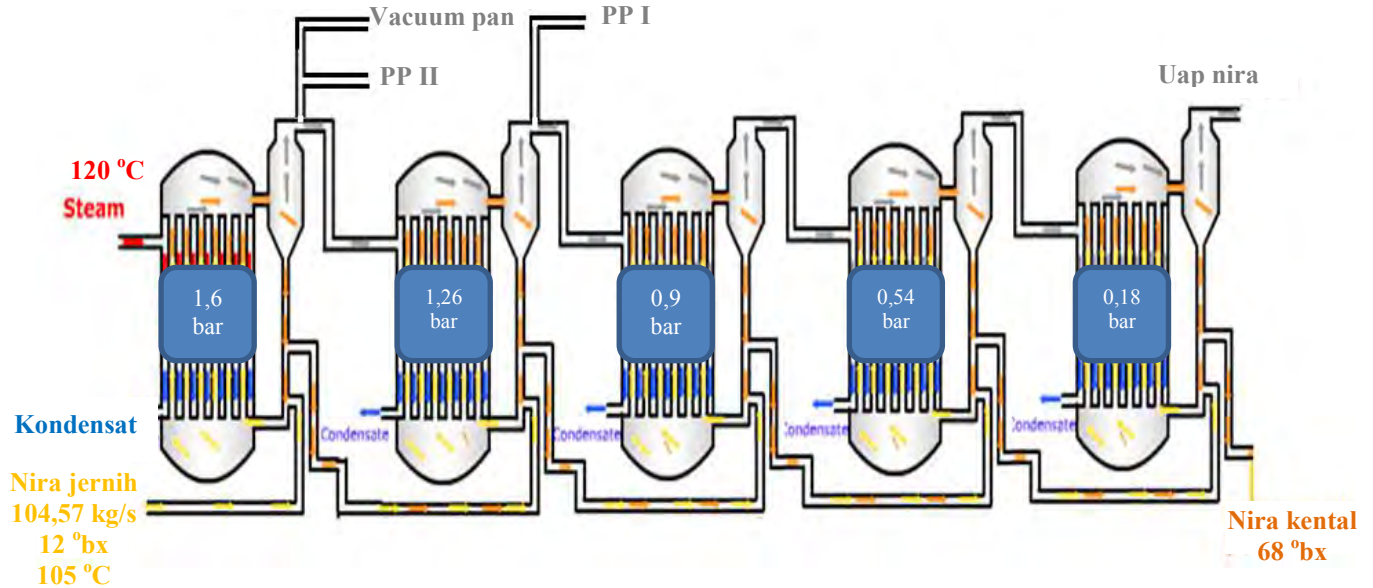
Dengan data yang ada maka tujuan penelitian dapat diselesaikan dengan menggunakan persamaan-persamaan yang sudah diambil dari beberapa literatur.

6. Penyusunan laporan

Keseluruhan tahapan penelitian serta hasil dari pengolahan data pada tugas akhir ini akan ditulis dalam laporan secara sistematis.

### 3.2 Data Operasi

Data yang digunakan berdasarkan data operasi PG. Gempolkrep.



Gambar 3.1 Skema Quintuple Effect PG. Gempolkrep

Berikut data tambahan penunjang perhitungan.

Tabel 3.1 Data Operasi PG. Gempolkrep

Parameter	Unit	Nilai
Kapasitas	TCD (ton cane per day)	8200
Brix nira jernih	°brix	12
Brix nira metah	°brix	14
Brix nira kental	°brix	68
Brix nira masakan	%	94,5
Suhu PP I	°C	80
Suhu PP II	°C	110
Nira mentah % tebu	%	100
Nira tapis % tebu	%	15
Nira mentah terkapur % tebu	%	115
Nira encer % tebu	%	101
Suhu nira mentah	°C	30
Purity nira encer	%	80

### 3.3 Metode Perhitungan

Dalam perhitungan evaporator, propertis saturated steam digunakan dalam setiap langkah (Hugot, 1986). Langkah-langkah untuk analisis evaporator Robert seperti di bawah ini.

#### 1. Menentukan temperatur saturasi air

Pressure yang ditunjukkan vessel sudah dalam bentuk absolut, sehingga dari tabel 1 pada lampiran 2 didapat temperatur saturasi uap pada tekanan tertentu.

#### 2. Menghitung mass flow nira

Mass flow nira yang masuk evaporator dapat ditentukan dari kapasitas giling PG. Gempolkrep. Dengan kapasitas giling sebesar 8200 TCD maka akan diketahui mass flow rate masuk evaporator Robert.

$$8200 \text{ TCD} = 8200/22 = 372,73 \text{ ton/jam}$$

dari tabel 3.1 diketahui nira encer % tebu sebesar 101%, maka nira encer masuk evaporator adalah  $372,73 \times 101\% = 376,45$  ton/jam = 104,57 kg/s

3. Menghitung banyaknya air yang diuapkan

Setelah diketahui banyaknya nira encer yang masuk ke evaporator dan adanya data °brix keluar vessel lima maka dapat diketahui jumlah air yang teruapkan selama proses evaporasi menggunakan persamaan 2.1 yaitu  $E = J \left( 1 - \frac{B_j}{B_s} \right)$ .

4. Menghitung uap bleeding

Banyaknya uap yang *dibled* tergantung dari kebutuhan uap pada alat tersebut. Untuk menghitung kebutuhan uap bleed digunakan persamaan 2.6 yaitu  $P = \frac{\dot{m} \times C_p \times \Delta T}{r}$ .

5. Menghitung banyaknya air yang diuapkan masing-masing vessel

5 <sup>st</sup> vessel	= X
4 <sup>th</sup> vessel	= X
3 <sup>rd</sup> vessel	= X
2 <sup>nd</sup> vessel	= X + P1
1 <sup>st</sup> vessel	= X + P1 + P2 + P3
E	= 5X + 2P1 + P2 + P3

6. Menghitung laju alir nira tiap vessel

Setelah diketahui banyaknya air yang diuapkan setiap vessel, maka laju alir nira kental keluar evaporator dapat ditentukan menggunakan *mass balance* seperti pada persamaan 2.2 yaitu  $\dot{m}_{nira\ kental} = \dot{m}_{nira\ jernih} - E$ .

7. Menghitung °brix keluar evaporator

Dengan menggunakan persamaan 2.9 yakni  $B_o = B_i \times \frac{\dot{m}_{in}}{\dot{m}_{in} - E}$  maka akan diketahui °brix keluar evaporator.

8. Menghitung BPE

Dengan menggunakan persamaan 2.3 yakni  $BPE = \frac{2B}{100-B}$  maka akan diketahui perbedaan titik didih antara uap dan nira.

9. Menghitung temperatur nira

Dengan menggunakan persamaan 2.4 yakni  $T_j = T_{w,sat} + BPE$  maka akan diketahui temperatur nira keluar evaporator.

10. Menentukan entalpi

Setelah temperatur nira keluar evaporator diketahui maka entalpi nira dapat dihitung menggunakan persamaan 2.10 yakni  $h_{nira} = (1 - 0,006B_o) \times 4,2 \times T$ .

11. Menghitung laju perpindahan panas masing-masing vessel

Dengan menggunakan persamaan 2.8 mengenai *heat balance* yakni  $(\dot{m}_{uap} \times h_{fg}) =$

$(\dot{m}_{uap\ nira} \times h_{uap\ nira}) + (\dot{m}_{nira\ kental} \times h_{nira\ kental}) - (\dot{m}_{nira\ jernih} \times h_{nira\ jernih})$ , maka akan diketahui Q setiap vessel.

12. Menghitung *overall heat transfer coefficient*

a. Dessin

$$U = L \frac{(100 - B)(t_v - 54)}{1.000}$$

b. Koefisien Konveksi

Dengan menggunakan persamaan 2.12 – 2.17 maka akan didapat koefisien perpindahan panas *condensing*, kemudian dengan menggunakan persamaan 2.18 – 2.27 maka akan didapatkan koefisien perpindahan panas *boiling*. *Overall heat transfer coefficient* dihitung menggunakan

$$\text{persamaan 2.28 yakni } U = \frac{1}{(1/h_i) + (1/h_o)}.$$

13. Menghitung luas perpindahan panas

Nilai-nilai yang dibutuhkan untuk menghitung luasan perpindahan panas telah dihitung pada poin-poin sebelumnya sehingga luas perpindahan panas dapat ditentukan dengan persamaan  $= \frac{Q}{U \Delta T}$ .

**“Halaman ini sengaja dikosongkan”**

## BAB IV

### PEMBAHASAN

#### 4.1 Hasil Analisis Quintuple Effect

Dengan mengikuti langkah-langkan pada bab tiga maka akan didapatkan nilai-nilai temperatur, laju alir massa setiap material, °brix, *overall heat transfer coefficient*, hingga luas perpindahan panas. Contoh perhitungan pada lampiran 3.

##### 4.1.1 Mass Balance

Tabel 4.1 Mass Balance

Uap			
	Tekanan (bar)	Mass Flow (kg/s)	Temperatur (°C)
<b>V0</b>	2	36,12	120
<b>V1</b>	1,6	34,04	113,81
<b>V2</b>	1,26	20,66	106,37
<b>V3</b>	0,9	10,47	96,93
<b>V4</b>	0,54	10,47	83,63
<b>V5</b>	0,18	10,47	58,75

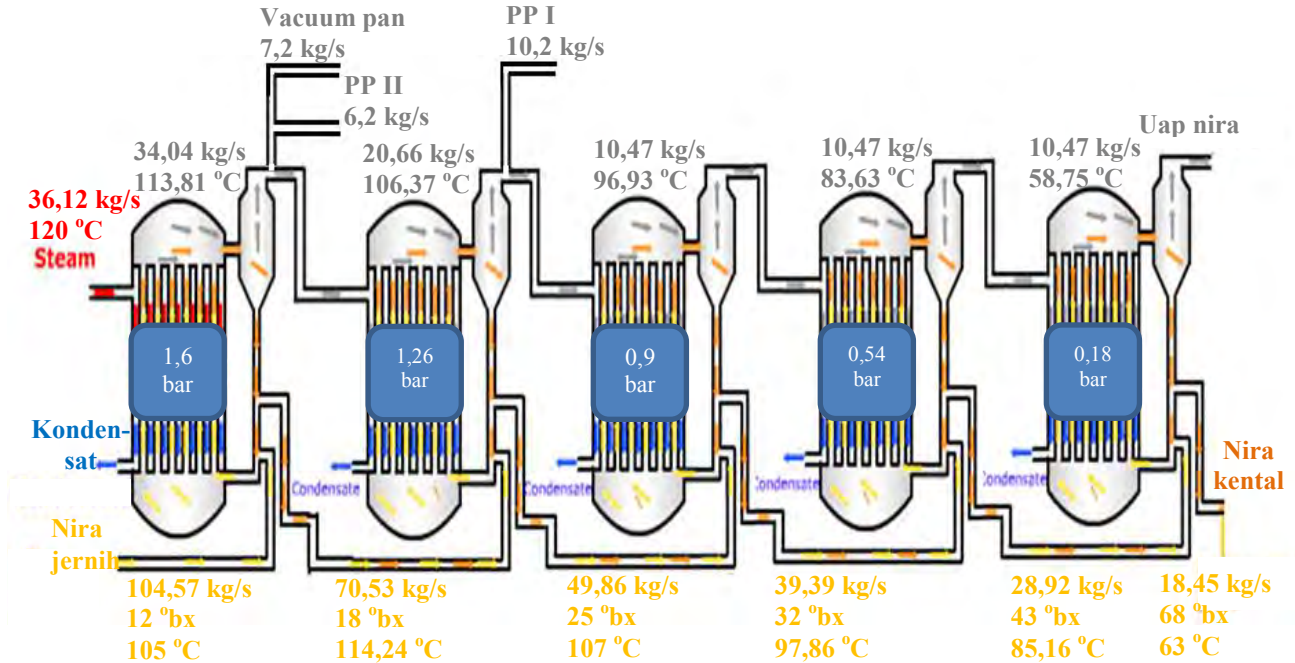
Nira			
	Brix (%)	Mass Flow (kg/s)	Temperatur (°C)
<b>Nira 0</b>	12	104,57	105
<b>Nira 1</b>	18	70,53	114,24
<b>Nira 2</b>	25	49,86	107
<b>Nira 3</b>	32	39,39	97,86
<b>Nira 4</b>	43	28,92	85,16
<b>Nira 5</b>	68	18,45	63

Data yang didapat dari PG. Gempolkrep hanya kapasitas giling per hari, tekanan tiap-tiap vessel, °brix nira masuk vessel 1, dan °brix nira keluar vessel 5. Laju alir nira jernih masuk evaporator dapat dihitung berdasarkan kapasitas giling, temperatur uap jenuh dapat diketahui dari tabel pada lampiran 2 berdasarkan tekanan vessel, kemudian banyaknya air yang diuapkan dapat dihitung menggunakan persamaan 2.1 sehingga diketahui laju alir massa tiap-tiap vessel seperti tercantum pada tabel 3.1 diatas. Pada penguapan *single-effect*, secara kasar 1 kg steam akan menguapkan 1 kg air sebagai produk. Tetapi pada penguapan *N-multiple effect*, 1 kg steam yang masuk ke efek pertama dapat menguapkan sebanyak N kg air. Dengan kata lain, steam digunakan sebanyak N efek yang ada pada sistem karea 1 kg steam yang masuk ke efek pertama akan menguapkan 1 kg air dari nira dan menghasilka sekitar 1 kg uap. Satu kg uap dari efek pertama masuk ke efek kedua, dimana jumlah tersebut akan menguapkan 1 kg air dan menghasilkan 1 kg uap yang masuk ke efek ketiga, dan seterusnya (Asadi, 2007; Rein, 2007).

Panas yang digunakan uap untuk menguapkan air didalam nira adalah panas later penguapan (*laten heat of vaporization*). Uap memindahkan panasnya ke air yang terkandung pada larutan nira sampai pada titik didihnya sehingga sejumlah air akan teruapkan. *Laten heat of vaporization* ditunjukkan dalam kJ/kg, dimana dibutuhkan sejumlah energi dalam kJ untuk menguapkan 1 kg air, maka jika tidak ada massa yang terbuang, jelas bahwa 1 kg uap akan menguapkan 1 kg air pada temperatur yang sama.

Untuk mengetahui laju alir nira tiap vessel maka digunakan mass balance dari masing-masing vessel. Setelah laju alir nira diketahui maka °brix keluar masing-masing vessel dapat dihitung. Menghitung nilai °brix keluar vessel sangatlah penting karena digunakan untuk menghitung temperatur nira dan *overall heat transfer coefficient*. Hasil perhitungan mass balance dapat dilihat pada gambar 4.1 dibawah ini.



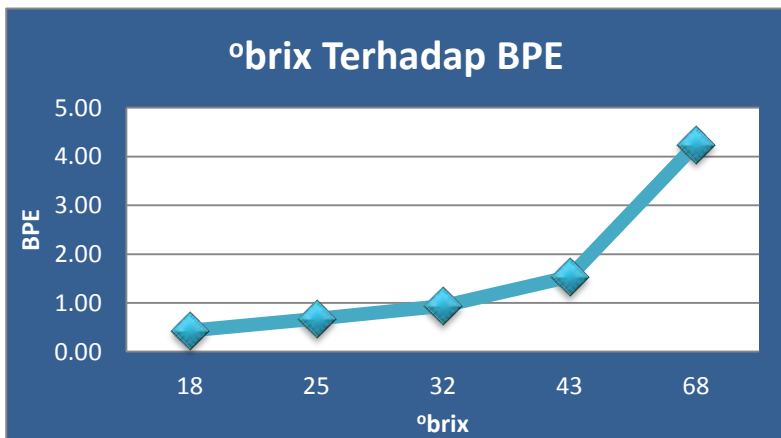


Gambar 4.1 Flowsheet Evaporator Robert Quintuple Effect

### 4.1.2 Boiling Point Elevation

Tabel 4.2 Boiling Point Elevation

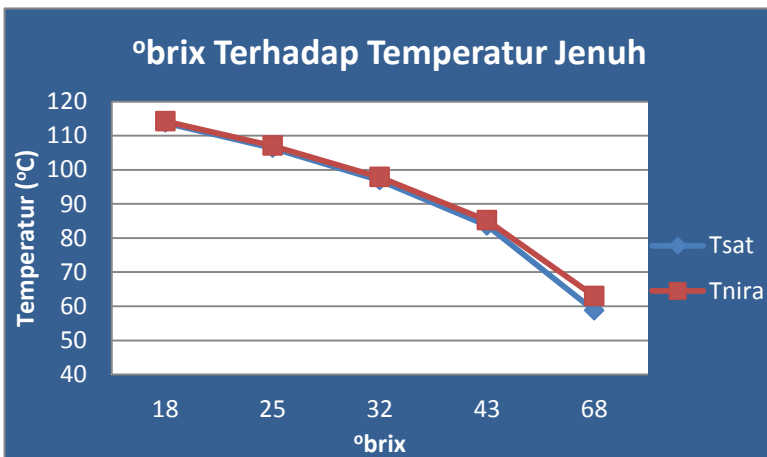
°brix out	BPE	Tsat (°C)	T nira (°C)
18	0,43	113,81	114,24
25	0,67	106,37	107,04
32	0,93	96,93	97,86
43	1,53	83,63	85,16
68	4.25	58,75	63,00



Gambar 4.2 °brix Terhadap BPE

Gambar 4.2 diatas merupakan grafik hubungan antara °brix dengan *boiling point elevation*. Suatu larutan akan memiliki titik didih yang lebih tinggi dari pelarut murni (air). Semakin banyak zat yang terlarut di dalam pelarut murni maka larutan

tersebut akan memiliki *boiling point elevation* yang semakin besar dari air. Larutan nira merupakan campuran dari air dan gula, sehingga titik didih nira akan lebih tinggi dibandingkan air. Nilai *boiling point elevation* bergantung pada °brix keluar evaporator seperti pada persamaan 2.3 yaitu  $BPE = \frac{2B}{100-B}$ . Derajat brix berbanding lurus dengan *boiling point elevation* sehingga semakin besar nilai °brix maka BPEnya akan semakin besar pula. Dengan kata lain, semakin banyak zat terlarut dalam larutan nira maka titik didih nira akan semakin jauh di atas air. Nilai °brix 68 pada vessel kelima menunjukkan bahwa 68% dari larutan tersebut adalah zat padat terlarut sedangkan 32% sisanya adalah air. Jumlah tersebut menunjukkan bahwa pelarut yang terkandung dalam larutan nira semakin sedikit dan jumlah zat terlarutnya semakin banyak, sehingga dengan jumlah zat padat terlarut yang besar akan membuat titik didih nira semakin tinggi dibandingkan air. Pada °brix paling kecil yakni 18, BPE hanya bernilai 0,43 °C, namun ketika °brix maksimum yaitu 68, BPE dapat mencapai nilai 4,25 °C.



Gambar 4.3 °brix Terhadap Temperatur Saturasi

Untuk mendapatkan nilai temperatur nira, maka *boiling point elevation* ditambahkan pada temperatur saturasi uap air. Setelah *boiling point elevation* ditambahkan ke temperatur saturasi uap maka terlihat perbedaan temperatur didih antara air dan nira seperti pada gambar 4.3 diatas. Semakin banyak zat terlarut didalam larutan maka titik didihnya semakin berbeda jauh. Pada °brix 18 didapat *boiling point elevation* hanya sebesar 0,43 °C. Namun ketika zat terlarut sudah mencapai 68%, *boiling point elevation* dapat mencapai 4,25 °C. Nilai BPE ini sangat penting dalam perancangan awal evaporator, karena saat menghitung area perpindahan panas nilai perbedaan temperatur yang digunakan dalam perhitungan adalah perbedaan antara temperatur uap pemanas dengan titik didih nira bukan antara temperatur uap pemanas dengan temperatur saturasi uap.

#### 4.1.3 Heat Balance

Setelah diketahui laju alir setiap material dalam vessel dan temperatur masing-masing material, maka dapat dihitung laju perpindahan panasnya menggunakan *heat balance* seperti pada persamaan 2.8. Perhitungan terdapat pada lampiran 4.

Tabel 4.3 Laju Perpindahan Panas

°brix out	Q (kW)
18	79.203,25
25	43.099,14
32	23.446,93
43	23.709,73
68	24.070,96



Gambar 4.4 °brix Terhadap Laju Perpindahan Panas

Gambar 4.4 merupakan grafik hubungan antara °brix dengan laju perpindahan panas. Terlihat bahwa semakin besar °brix maka laju perpindahan panasnya semakin rendah, hal ini disebabkan oleh mass flow rate uap dari vessel 1 ke vessel berikutnya semakin sedikit. Pada tiga vessel terakhir didapatkan nilai laju perpindahan panas yang cenderung sama, hal ini karena pada tiga vessel terakhir uap nira tidak di-bleed sehingga mass flow rate uap sama hanya saja *laten heat of vaporization*nya semakin besar. Panas yang dihasilkan vessel adalah pertukaran panas antara steam dengan penguapan nira, sehingga energi panas yang dilepas steam harus sama dengan energi panas yang diterima oleh nira.

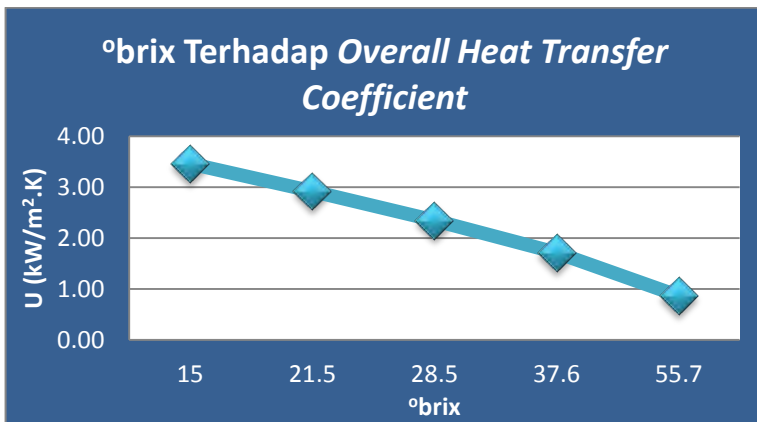
#### 4.1.4 Overall Heat Transfer Coefficient

Dengan menggunakan persamaan 2.11 maka akan didapatkan nilai *overall heat transfer coefficient*. Menurut Hugot

(1960), °brix yang digunakan didalam perhitungan adalah °brix keluar *calandria*, namun Jenkins (1966) kemudian menambahkan bahwa °brix yang digunakan adalah °brix rata-rata didalam *calandria*. Contoh perhitungan terdapat pada lampiran 5. Nilai *overall heat transfer coefficient* didapat sebagaimana tercantum pada tabel 4.4 dibawah ini.

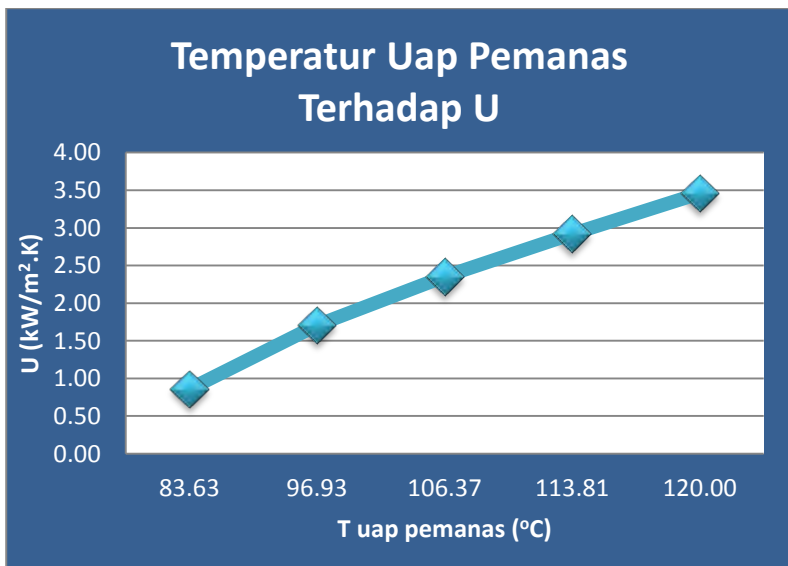
Tabel 4.4 Overall Heat Transfer Coefficient

°brix	T uap pemanas (°C)	$U_{se}$ (kW/m <sup>2</sup> .K)
15	120,00	3,46
21.5	113,81	2,92
28.5	106,37	2,35
37.6	96,93	1,71
55.7	83,63	0,86



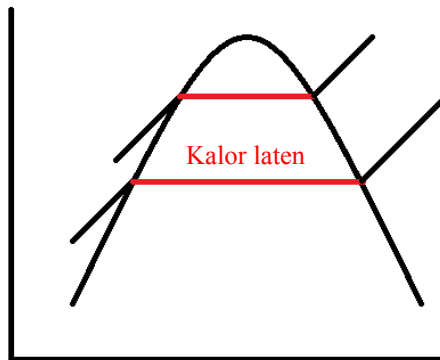
Gambar 4.5 °brix Terhadap Overall Heat Transfer Coefficient

Gambar 4.5 diatas merupakan grafik hubungan antara °brix dengan *overall heat transfer coefficient*. Terlihat bahwa semakin besar °brix maka nilai U semakin turun. Derajat brix menunjukkan konsentrasi nira, nilai °brix yang semakin tinggi menunjukkan bahwa nira semakin terkonsentrasi. Pada vessel kelima, °brix mencapai angka maksimal untuk stasiun penguapan yaitu 68 (Hugot, 1960) namun untuk perhitungan digunakan °brix rata-rata didalam *calandria*. Berdasarkan persamaan 2.11 yakni  $U = L \frac{(100-B)(t-54)}{1000}$ ,  $B$  merupakan °brix rata-rata didalam vessel. Persamaan tersebut menunjukkan bahwa semakin besar °brix maka nilai U akan menurun. Selain °brix parameter yang mempengaruhi nilai U adalah temperatur uap pemanas.



Gambar 4.6 Temperatur Uap Pemanas Terhadap Overall Heat Transfer Coefficient

Gambar 4.6 diatas merupakan grafik hubungan antara temperatur uap pemanas *overall heat transfer coefficient* (U). Terlihat bahwa semakin rendah temperatur uap maka U semakin rendah pula. Dari persamaan 2.11 juga yakni  $U = L \frac{(100-B)(t-54)}{1000}$ , t merupakan temperatur uap pemanas didalam *calandria*. Terlihat bahwa temperatur uap pemanas berbanding lurus dengan U, semakin rendah temperatur uap pemanas maka nilai U akan semakin rendah pula. Tekanan setiap vessel dibuat semakin rendah agar dapat menguapkan air pada temperatur yang lebih rendah. Pada vessel satu  $t = 120$  °C sedangkan pada vessel lima  $t = 83,63$  °C, sehingga nilai U terus menurun dari 3,45 kW/m<sup>2</sup>.K sampai 0,86 kW/m<sup>2</sup>.K.



Gambar 4.7 Kalor Laten Penguapan

Dengan turunnya tekanan vessel maka kalor laten untuk penguapan akan semakin besar seperti ditunjukkan pada gambar 4.8. Berdasarkan persamaan yang sama, terlihat bahwa kalor laten berbanding lurus dengan U. Namun semakin besar kalor laten untuk penguapan tidak menyebabkan nilai U semakin besar, maka kontribusi kalor laten tidak sebesar temperatur saturasi dan konsentrasi nira untuk menurunkan nilai U. Sehingga dapat disimpulkan bahwa *overall heat transfer coefficient* bergantung pada dua parameter yaitu temperatur saturasi dan konsentrasi nira.



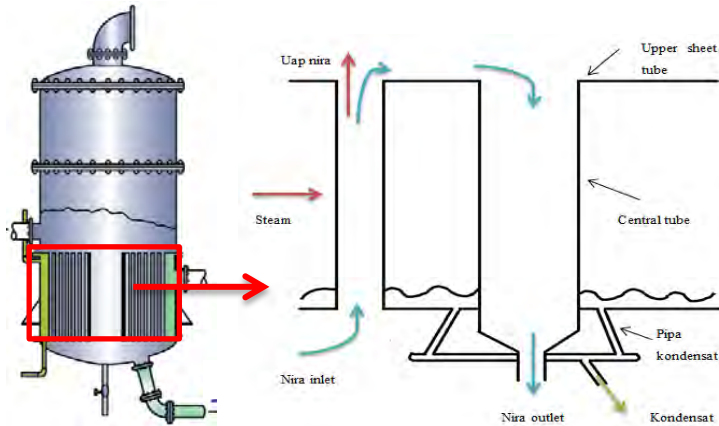
#### 4.1.5 Luas Perpindahan Panas

Tabel 4.5 Luas Perpindahan Panas

°brix	Q (kW)	U (kW/m <sup>2</sup> .K)	ΔT (°C)	A (m <sup>2</sup> )	A eksisting (m <sup>2</sup> )
18	79.203,25	3,46	5,76	3.974	4.000
25	43.099,14	2,92	6,77	2.180	3.000
32	22.017,85	2,35	8,51	1.103	1.200
43	22.660,13	1,71	11,77	1.126	1.200
68	22.524,45	0,86	20,63	1.268	1.200

Setelah menghitung laju perpindahan panas dan *overall heat transfer coefficient* maka luas perpindahan panas yang dibutuhkan vessel dapat diketahui menggunakan persamaan  $A = \frac{Q}{U \times \Delta T}$ . Contoh perhitungan untuk luas perpindahan panas terdapat pada lampiran 6. Hasil perhitungan memberikan angka yang cukup sesuai dengan eksisting, kecuali pada vessel 2. Berdasarkan analisis perhitungan, vessel 2 membutuhkan luas sekitar 2.100 m<sup>2</sup> namun PG. Gempolkrep mempunyai evaporator dengan luasan 3.000 m<sup>2</sup>, hal ini mungkin karena pada awal perencanaan *quintuple effect*, uap hasil evaporasi dari badan pertama tidak akan di bleed kedua alat yaitu vacuum pan dan heater II, namun cukup ke satu alat saja, sehingga didapat mass flow uap yang lebih besar jumlahnya untuk vessel 2 yang akan membutuhkan luasan yang besar pula.

## 4.2 Proses Penguapan

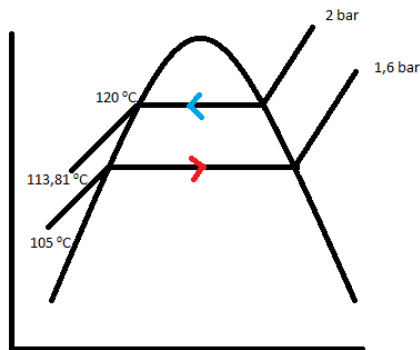


Gambar 4.8 Proses Penguapan

Gambar 4.8 diatas menunjukkan proses penguapan yang terjadi didalam evaporator. Dibagian *calandria* terdapat selongsong yang dialiri uap pemanas dan tube-tube kecil yang dialiri nira sebagai tempat penukar panas. Pada bagian tengah *calandria* terdapat *central tube* dimana nira hasil penguapan akan mengalir melewatinya dan masuk ke vessel berikutnya. Proses yang terjadi pada uap dibagian selongsong yaitu *condensing*, sedangkan proses yang terjadi pada nira didalam tube yaitu *boiling*.

Kondensasi terjadi saat uap pemanas mengenai bagian luar dari tube vertikal yang memiliki temperatur lebih rendah, kemudian memindahkan panas latennya sehingga uap berubah bentuk menjadi cair. Cairan ini disebut kondensat yang akan turun ke dasar permukaan dan keluar melalui pipa kondensat. Kondensat ini akan digunakan untuk air ketel dan air imbibisi. Jika uap pemanas tidak terkondensasi sepenuhnya, maka uap tersebut akan keluar melalui saluran *non-condensable gas*.

*Boiling* terjadi saat nira yang lewat didalam tube terpanaskan oleh uap sehingga air yang terkandung didalam nira akan berubah bentuk menjadi uap berdasarkan suhu uap jenuhnya. Penurunan tekanan terjadi didalam tube. Tekanan hidrostatik diberikan pada permukaan nira sehingga titik didih naik seiring dengan kenaikan tekanan. Pada multiple effect evaporator, harus diasumsikan bahwa transmisi panas pada nira sangatlah cepat untuk menguap saat sepanjang L tube. Jika sebaliknya, maka nira tidak dapat memanjat ketaas tube. Ditambah lagi, karena nira masuk ke vessel pada temperatur yang lebih tinggi dari yang seharusnya didalam vessel, maka diperlukan *heating surface* yang digunakan untuk membuat nira mencapai titik didihnya, nira mendidih seketika saat nira kontak dengan *heating surface*. Bahkan, dan pada kenyataannya, sebelum nira membuat kontak pertama, nira sudah menguap dengan sendirinya (Hugot, 1960). Proses condensing dan boiling pada T-s diagram seperti pada gambar 4.9 dibawah ini.



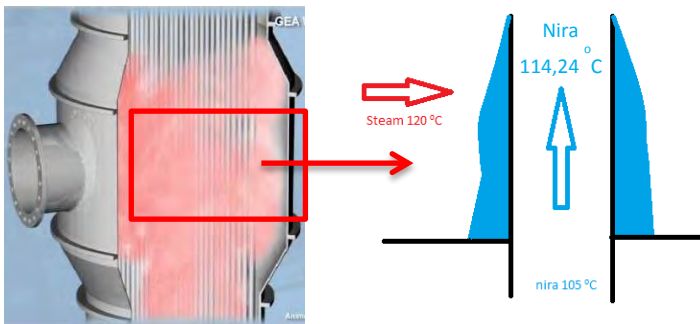
Gambar 4.9 T-s Diagram Evaporasi

Agar uap hasil evaporasi tidak bercampur dengan uap pemanas, maka digunakan plat pembatas pada bagian *upper sheet tube*. Uap air akan mengalir kebagian atas evaporator menuju ke badan berikutnya sebagai uap pemanas, sedangkan nira yang

terkonsentrasi akan mengalir melalui *central tube*. Seperti kita ketahui bahwa suatu fluida akan mengalir dari tekanan tinggi ke tekanan yang lebih rendah, maka nira ini dapat mengalir ke badan berikutnya melalui *central tube* karena badan berikutnya mempunyai tekanan yang lebih rendah.

#### 4.2.1 Kondensasi

Proses kondensasi terjadi di selongsong dimana uap panas mengenai sisi luar dari tube vertikal. Uap pemanas mengenai dinding tube yang memiliki temperatur lebih rendah dari uap sehingga uap terkondensasi. Proses kondensasi ditunjukkan pada gambar 4.10 dibawah. Ada dua tipe kondensasi yang mungkin terjadi didalam proses ini yaitu *film condensation* atau *dropwise condensation*. Pada evaporator ini diasumsikan kondensasi terjadi secara *film condensation* karena permukaan tube dianggap bersih dan tidak terkontaminasi. Kebanyakan proses kondensasi pada tube vertikal terjadi secara *film condensation*. Adanya lapisan ini tidak menguntungkan karena dapat menjadi isolasi panas yang merugikan ditinjau dari proses perpindahan panas. Sistem yang baik akan menghalau titik-titik tersebut dengan cepat sehingga akan sangat menguntungkan.

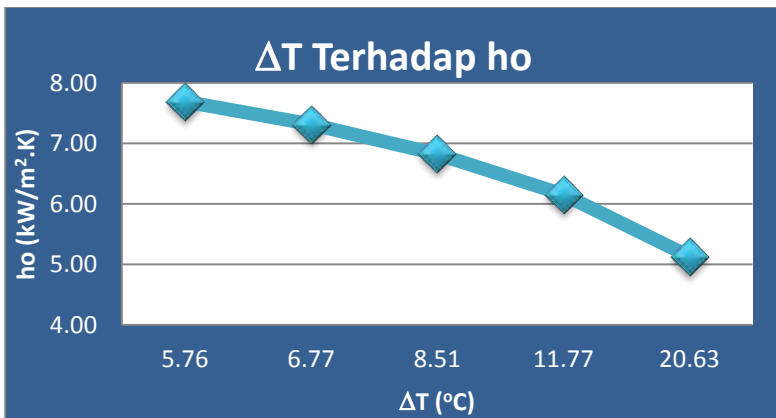


Gambar 4.10 Proses Kondensasi

Untuk mengetahui besarnya koefisien konveksi pada sisi luar tube vertikal, maka digunakan persamaan 2.12 – 2.17. Persamaan ini digunakan karena tebalnya lapisan film tidak diketahui. Guna menghilangkan Reynolds number untuk tebal film ini maka digunakan parameter tak berdimensi P. Kemudian persamaan yang digunakan untuk menghitung Nusselt number akan ditentukan oleh besarnya P. Contoh perhitungan terdapat pada lampiran 7.

Tabel 4.6 Koefisien Konveksi Kondensasi

<b>Tsat (°C)</b>	<b>Ts (°C)</b>	<b><math>\Delta T</math> (°C)</b>	<b>ho (kW/m<sup>2</sup>.K)</b>
<b>120.00</b>	114,24	5,76	7,69
<b>113.81</b>	107,04	6,77	7,31
<b>106.37</b>	97,86	8,51	6,82
<b>96.93</b>	85,16	11,77	6,16
<b>83.63</b>	63,00	20,63	5,13

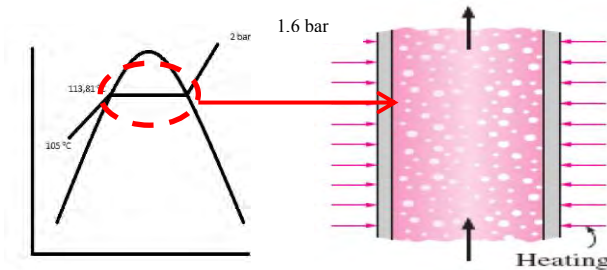
Gambar 4.11  $\Delta T$  Terhadap  $h_o$

Pada tabel 4.6,  $T_{sat}$  merupakan temperatur uap pemanas yang masuk ke *calandria*, sedangkan  $T_s$  merupakan temperatur surface. Temperatur surface diasumsikan merupakan temperatur saturasi uap nira setelah diberikan tekanan hidrostatis pada tube. Dengan adanya tekanan yang lebih rendah didalam tube maka air akan teruapkan pada temperatur yang lebih rendah pula, sehingga diasumsikan temperatur surface adalah temperatur saat terjadi perubahan fasa dari air menjadi uap pada tube.

Gambar 4.11 diatas merupakan grafik hubungan antara  $\Delta T$  dengan  $h_o$ . Dari grafik terlihat bahwa semakin besar perbedaan temperatur antara uap dengan surface maka koefisien perpindahan panasnya semakin menurun. Dengan menggunakan persamaan 2.14 yakni  $P = \frac{k_t L (T_{sat} - T_s)}{\mu_l h r f g (\frac{v_l^2}{g})^{1/3}}$ , terlihat bahwa perbedaan

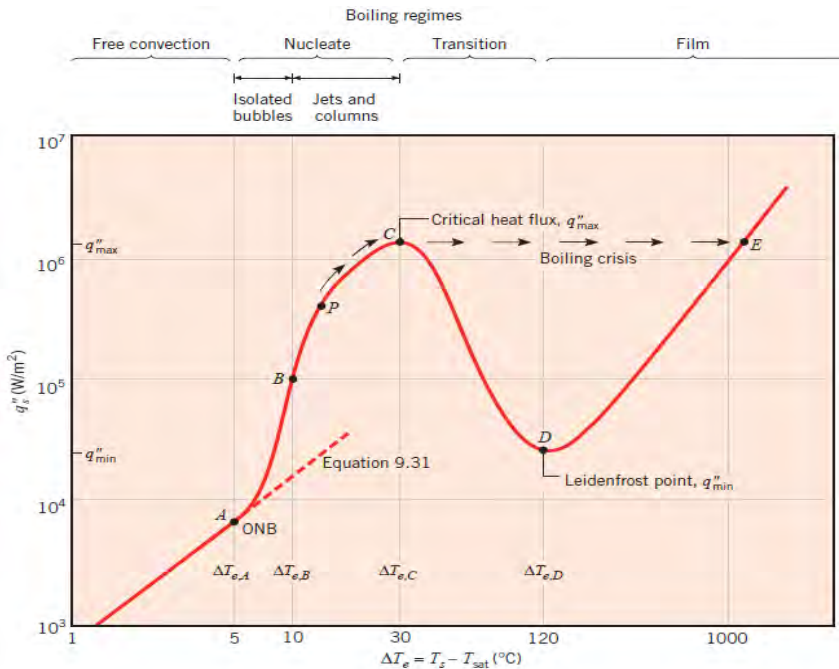
temperatur berbanding lurus dengan bilangan tak berdimensi  $P$ . Setelah didapat nilai  $P$  maka Nusselt Number dihitung menggunakan persamaan  $Nu = \frac{1}{P} (0,68P + 0,89)^{0,82}$ . Nilai  $P$  berbanding terbalik dengan  $Nu$  sehingga semakin besar  $P$  maka Nusselt Number akan semakin kecil. Adanya penurunan tekanan membuat perbedaan temperatur kondensasi semakin bertambah besar yang mengakibatkan nilai  $h_o$  menurun. Dapat disimpulkan bahwa besarnya koefisien konveksi pada sisi condensing bergantung pada perbedaan temperatur uap pemanas dan surface.

#### 4.2.2 Boiling



Gambar 4.12 Gelembung uap

Proses boiling terjadi ketika energi panas dari steam merambat kedalam pipa dan memanaskan nira didalamnya. Temperatur yang lebih tinggi pada dinding pipa menyebabkan adanya perbedaan massa jenis antara air dibagian tengah pipa dan air dibagian dinding pipa. Perbedaan mass jenis menyebabkan adanya sirkulasi. Sirkulasi air menguntungkan karena membantu konveksi panas. Beberapa saat setelah suhu air terluar mencapai titik didih, maka akan timbul gelembung-gelembung uap kecil yang kemudian akan terdorong keatas seperti pada gambar 4.12.



Gambar 4.13 Boiling Curve Regime

Untuk menghitung koefisien konveksi didalam tube maka digunakan korelasi Chen. Korelasi tersebut digunakan untuk fluida dua fasa karena terjadi perubahan fasa dari larutan

nira cair menjadi uap air. Pada persamaan tersebut dihitung  $\Delta T_e$  yang merupakan perbedaan temperatur antara uap dengan *surface*. Nilai dari  $\Delta T_e$  dapat digunakan untuk menentukan regime dari proses boiling seperti pada gambar 4.13 diatas. *Free convection* terjadi saat  $\Delta T_e$  1-5 °C, *nucleate* terjadi pada  $\Delta T_e$  5-30 °C, transisi terjadi pada  $\Delta T_e$  30-120 °C, dan *film boiling* terjadi pada  $\Delta T_e$  terbesar yakni 120-1000 °C. Untuk *boiling* pada evaporator Robert ini, temperatur *surface* diasumsikan sebagai temperatur uap pemanas sedangkan  $T_{sat}$  merupakan temperatur saturasi uap. Dengan asumsi demikian maka didapat nilai  $\Delta T_e$  seperti pada tabel 4.7 dibawah ini.

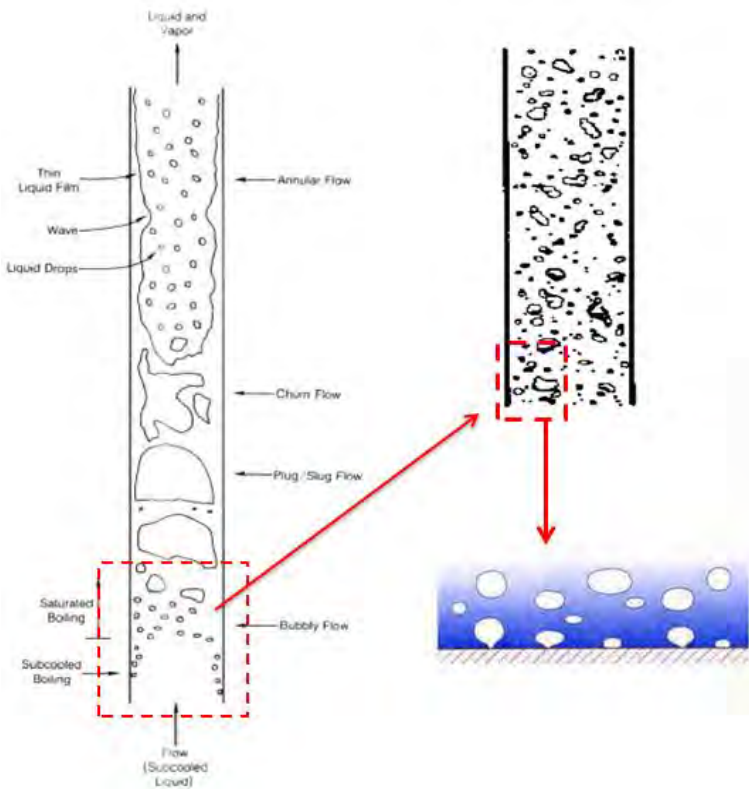
Tabel 4.7 Perbedaan Temperatur Boiling

<b>T<sub>s</sub></b> <b>(°C)</b>	<b>T<sub>sat</sub></b> <b>(°C)</b>	<b>ΔT</b> <b>(°C)</b>
<b>120,00</b>	114,24	5,76
<b>113,81</b>	107,04	6,77
<b>106,37</b>	97,86	8,51
<b>96,93</b>	85,16	11,77
<b>83,63</b>	63,00	20,63

Dari hasil perhitungan didapat  $\Delta T_e$  dari kelima evaporator berkisar antara 5-30 °C, maka *boiling regimenya* berada pada regime *nucleate*. Proses penguapan nira pada regime *nucleate* yaitu gelembung-gelembung uap kecil yang menempel pada dinding pipa akan terlepas oleh suatu gaya. Gelembung-gelembung uap kecil bergerak keatas kemudian bertabrakan satu dengan yang lainnya, masing-masing gelembung pecah dan membentuk gelembung yang lebih besar. Gelembung tersebut



bergerak keatas sambil mendorong nira. Setelah itu gelembung akan terus naik kebagian atas evaporator sedangkan nira akan masuk ke *central tube* tanpa membuat lapisan tipis didinding tube. Nucleate boiling merupakan regime yang paling dibutuhkan dalam perpindahan panas karena rate perpindahan panas yang tinggi dapat dicapai dengan perbedaan temperatur yang relative kecil. Untuk pola aliran didalam vertikal tube dapat dilihat pada gambar 4.14 dibawah ini.



Gambar 4.14 Pola Aliran didalam Vertikal Tube.

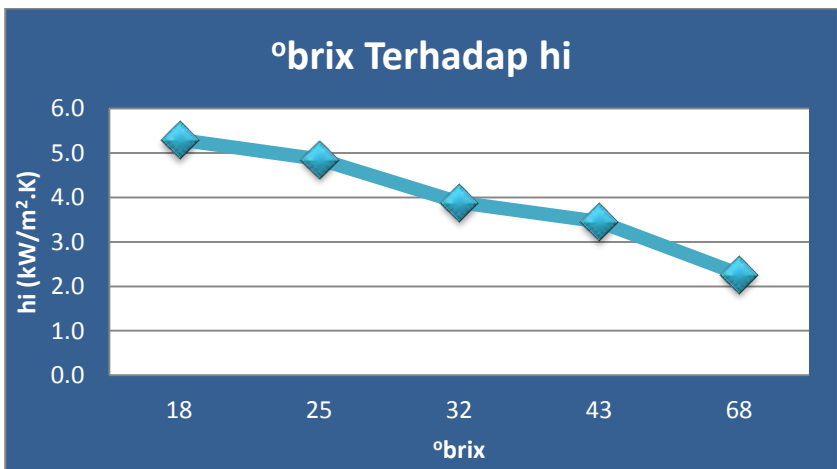
Berdasarkan hasil  $\Delta T_e$  pada tabel 4.7, aliran boiling yang terjadi adalah *bubbly flow* seperti pada gambar 4.14. Pada aliran *bubbly flow* terlihat bahwa gelembung-gelembung kecil mulai terbentuk kemudian lepas dan mendorong nira keatas. Setelah steam memindahkan kalor latennya ke nira, air yang terkandung didalam nira akan terpanaskan hingga mencapai suhu saturasi uapnya. Penguapan terjadi saat gelembung-gelembung kecil bertambah besar, kemudian lepas dari dinding tube seperti pada gambar diatas. Koefisien konveksi dihitung menggunakan korelasi Chen. Korelasi ini paling sering digunakan untuk aliran dua fasa. Didalam tube, air berubah fasa sebagian menjadi uap dan sisanya masih berupa nira. Untuk perhitungan *nucleate boiling* diasumsikan fluidanya adalah air. Dengan menggunakan persamaan 2.18-2.27 maka akan didapatkan koefisien konveksi boiling seperti dibawah ini. Hasil perhitungan dapat dilihat pada lampiran 8.

Tabel 4.8 Koefisien Konveksi Boiling

$^{\circ}\text{brix}$	$h_i$ ( $\text{kW}/\text{m}^2.\text{K}$ )
18	5,30
25	4,86
32	3,89
43	3,45
68	2,27

Gambar 4.15 dibawah merupakan grafik hubungan antara  $^{\circ}\text{brix}$  dengan  $h_i$ . Koefisien konveksi berbanding terbalik terhadap  $^{\circ}\text{brix}$ . Semakin besar  $^{\circ}\text{brix}$  maka koefisien konveksinya akan semakin turun. Derajat brix identik dengan viskositas yang artinya semakin kental cairan yang mengalir didalam tube maka koefisien konveksinya akan semakin kecil. Dari persamaan 2.20

yakni  $Re = \frac{4\dot{m}(1-x)}{\pi D\mu}$  terlihat bahwa bilangan Reynolds berbanding terbalik dengan viskositas. Viskositas nira semakin besar akibat adanya penurunan tekanan yang membuat temperatur saturasi uap menurun. Air yang terus teruapkan akan membuat nira semakin kental. Didalam menghitung bilangan Reynolds, ada parameter  $x$  yang merupakan fraksi uap. Untuk  $(1-x)$  berarti bilangan Reynolds yang dihitung merupakan fasa liquid saja. Koefisien konveksi fasa liquid dihitung menggunakan persamaan Dittus-Boetler. Kemudian menggunakan persamaan  $h_{nb} = 0,00122 \frac{k_L^{0,79} C_{pL}^{0,45} \rho_L^{0,49} \Delta T e^{0,24} \Delta P_{sat}^{0,75}}{\sigma^{0,5} \mu_L^{0,29} h_{fg} \rho_v^{0,24}}$  akan didapat koefisien konveksi untuk *nucleate boiling*. Chen kemudian menambahkan dua koefisien tersebut untuk menjadi koefisien boiling. Hasil yang didapat yaitu koefisien konveksi untuk boiling semakin turun, maka dapat disimpulkan bahwa yang mempengaruhi nilai  $hi$  adalah viskositas.

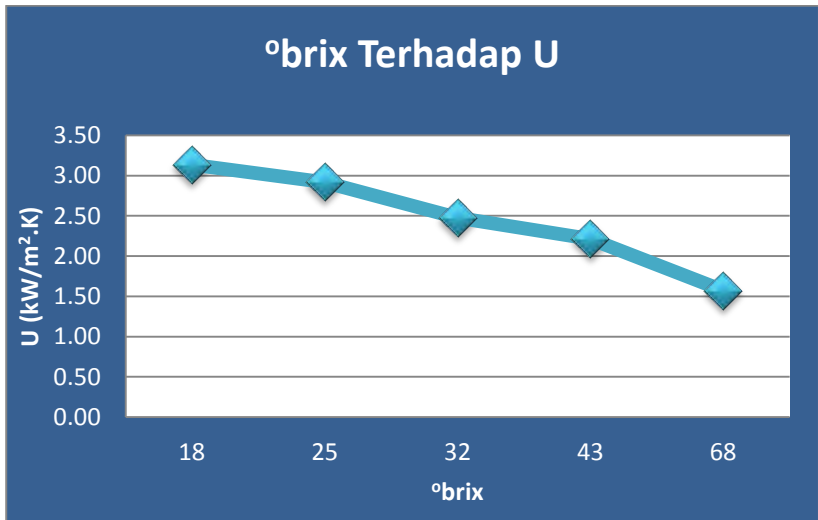


Gambar 4.15 °brix Terhadap  $hi$

### 4.2.3 Overall Heat Transfer Coefficient Berdasarkan Koefisien Konveksi

Tabel 4.9 Koefisien Konveksi

$^{\circ}\text{brix}$	$h_o$ ( $\text{kW}/\text{m}^2\cdot\text{K}$ )	$h_i$ ( $\text{kW}/\text{m}^2\cdot\text{K}$ )	$U_{\text{conv}}$ ( $\text{kW}/\text{m}^2\cdot\text{K}$ )
18	7.69	5.30	3.14
25	7.31	4.86	2.92
32	6.82	3.89	2.48
43	6.16	3.45	2.21
68	5.13	2.27	1.57

Gambar 4.16  $^{\circ}\text{brix}$  Terhadap Overall Heat Transfer Coefficient

Proses yang terjadi didalam evaporator adalah *condensing* dan *boiling*. *Condensing* terjadi diluar tube sedangkan *boiling* terjadi didalam tube. Karena pada kedua proses tersebut terjadi perubahan fasa, maka persamaan yang digunakan berbeda dengan persamaan untuk *internal flow* dan *external flow*. Untuk menghitung nilai U maka harus dihitung terlebih dahulu koefisien konveksi sisi luar ( $h_o$ ) dan sisi dalam tube ( $h_i$ ) seperti pada sub-bab sebelumnya. Tabel 4.9 merupakan tabel hasil perhitungan U. Contoh perhitungan dapat dilihat pada lampiran 9.

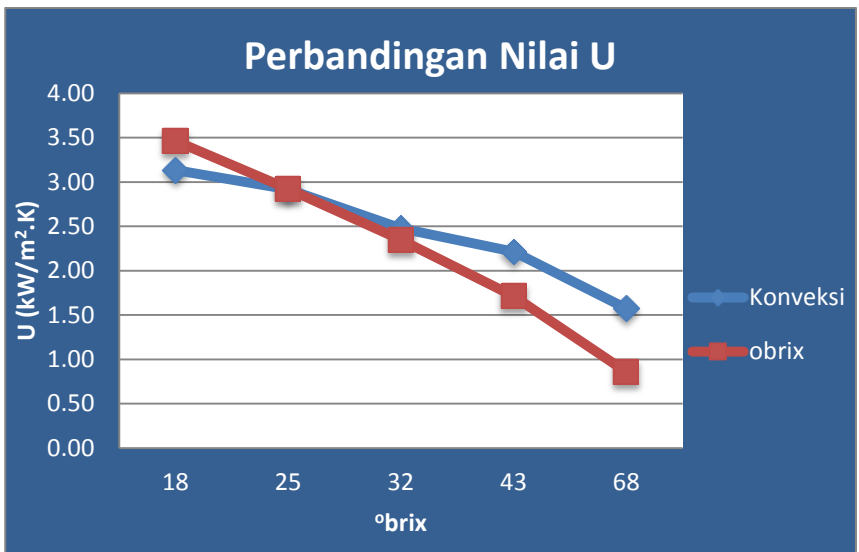
Gambar 4.16 diatas merupakan grafik hubungan antara  $^{\circ}\text{brix}$  dengan *overall heat transfer coefficient* (U). Berdasarkan koefisien konveksi, U dihitung menggunakan persamaan  $U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o}}$ . Dengan persamaan tersebut didapat nilai U yang menurun. Dari perhitungan  $h_i$  dan  $h_o$  didapat bahwa faktor yang berpengaruh adalah viskositas dan perbedaan temperatur antara nira dan uap pemanas. Pada rumus yang diberikan Jenkins, nilai U dapat langsung dihitung dengan rumus yang diberikannya. Rumus tersebut mengandung parameter  $^{\circ}\text{brix}$  dan temperatur saturasi uap.

Pada perhitungan secara konveksi, viskositas dan perbedaan temperatur antara nira dan uap pemanas menjadi faktor penting dalam menghitung U. perbedaan temperatur mempengaruhi nilai  $h_o$  sedangkan viskositas berpengaruh pada  $h_i$ . Dengan persamaan  $Re = \frac{4m(1-x)}{\pi D \mu}$ , terlihat bahwa semakin kental cairan maka akan menurunkan nilai Reynolds Number. Berdasarkan persamaan  $Nu = 0.02 Re^{0.8} Pr^{1/3}$ , Reynolds number yang rendah akan menurunkan nilai Nusselt Number. Nilai Nusselt number berbanding lurus dengan koefisien konveksi dimana  $h = \frac{Nu \times k}{d}$ , maka nilai h akan turun seiring turunnya Nu. Dalam jurnal (Chen, 1992) dikatakan bahwa perbedaan temperatur dan viskositas mempunyai efek negatif terhadap heat transfer koefisien.

### 4.3 Perbandingan Nilai *Overall Heat Transfer Coefficient*

Tabel 4.10 Perbandingan Nilai *Overall Heat Transfer Coefficient*

$^{\circ}\text{brix}$	$U_{\text{conv}}$ ( $\text{kW}/\text{m}^2\cdot\text{K}$ )	$U_{\text{se}}$ ( $\text{kW}/\text{m}^2\cdot\text{K}$ )
18	3,14	3,46
25	2,92	2,92
32	2,48	2,35
43	2,21	1,71
68	1,57	0,86



Gambar 4.17 Perbandingan Nilai U

Gambar 4.17 diatas merupakan grafik perbandingan antara nilai U yang dihitung menggunakan 2 persamaan. *Overall heat transfer coefficient* pada grafik berwarna biru dihitung menggunakan persamaan  $U = L \frac{(100-B)(T-54)}{1000}$ , sedangkan grafik berwarna merah dihitung secara koefisien konveksi yaitu  $U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o}}$ . Dari gambar 4.16 terlihat bahwa pada tiga titik pertama, U memiliki nilai yang hampir sama sedangkan pada dua titik terakhir nilainya cukup berbeda hal ini karena *overall heat transfer coefficient* berdasarkan konveksi dihitung dengan asumsi *boiling water* sedangkan fluida yang menguap didalam tube adalah nira, sehingga dengan adanya BPE pada nira terjadi perbedaan yang semakin besar.

Secara trendline kedua grafik ini menunjukkan penurunan. Menurut Chen (1992), viskositas dan perbedaan temperatur memiliki efek negatif terhadap koefisien heat transfer. Dari dua persamaan yang digunakan, temperatur dan viskositas menjadi parameter yang sangat diperhitungkan. Pada perhitungan metode Dessin, viskositas gula lebih dikenal dengan dengan istilah °brix yang menunjukkan konsentrasi nira. Dapat disimpulkan bahwa hasil perhitungan yang didapat sudah sesuai dengan teori karena didapat nilai U yang semakin menurun seiring meningkatnya viskositas dan perbedaan temperatur. Namun hasil perhitungan U menggunakan dua persamaan yang berbeda memberikan nilai U yang cukup berbeda pada dua vessel terakhir, hal ini dikareakan adanya BPE pada nira saat penguapan. Perhitungan konveksi sisi tube memperhitungkan *boiling* untuk water, sedangkan fluida didalam tube adalah nira sehingga dengan adanya BPE yang besar akan menyebabkan adanya deviasi yang besar pula.

**“Halaman ini sengaja dikosongkan”**



## BAB V

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### 5.1 Kesimpulan

Kesimpulan yang didapat dari hasil analisis adalah:

1. Pada °brix 18, 25, 32, 43 dan 68 didapat *boiling point elevation* yang semakin besar yaitu 0,43, 0,67, 0,93, 1,53, dan 4,25.
2. Pada °brix 18, 25, 32, 43 dan 68 didapat laju perpindahan panas yang cenderung menurun yaitu 79.203,25 kW, 43.099,14 kW, 23.446,93 kW, 23.709,73 kW, 24.070,96 kW. Laju perpindahan panas pada dua vessel terakhir mengalami peningkatan karena laju alir uap dari vessel sebelumnya tetap sedangkan kalor latennya semakin besar dengan adanya penurunan tekanan.
3. Pada °brix 18, 25, 32, 43 dan 68 didapat *overall heat transfer coefficient* yang semakin menurun yaitu 3,46 kW/m<sup>2</sup>.K, 2,92 kW/m<sup>2</sup>.K, 2,35 kW/m<sup>2</sup>.K, 1,71 kW/m<sup>2</sup>.K, 0,86 kW/m<sup>2</sup>.K.
4. Luas perpindahan yang didapat untuk *quintuple effect* yaitu 4000 m<sup>2</sup>, 2000 m<sup>2</sup>, 1200 m<sup>2</sup>, 1200 m<sup>2</sup>, dan terakhir 1200 m<sup>2</sup>. Pada vessel kedua, luas perpindahan panasnya berbeda dengan kondisi eksisting yakni 3000 m<sup>2</sup>, hal ini mungkin karena saat perancangan luasan, uap dari vessel satu hanya akan di-*bleed* ke satu alat yaitu vacuum pan atau heater saja.
5. Hasil perhitungan *overall heat transfer coefficient* secara konveksi memberikan nilai yang hampir sama dengan metode Dessin kecuali pada dua vessel terakhir,

hal ini karena perhitungan konveksi memperhitungkan penguapan air sedangkan fluida yang menguap didalam tube adalah nira, sehingga dengan adanya BPE pada nira maka didapatkan perbedaan nilai *overall heat transfer coefficient* yang semakin besar.

## **5.2     Saran**

1. Dikaji lebih lanjut pengaruh tekanan vakum terhadap karakteristik perpindahan panas.
2. Dikaji perpindahan panas pada proses berikutnya yaitu vacuum pan.

# LAMPIRAN

## Lampiran 1

$t$	$p$	$d$	$q$	$r$	$\lambda$	$\omega$	$\nu$
0	0.00623	0.99987	0	597.2	597.2	0.00485	206.3
5	0.00889	0.99999	5	594.4	599.4	0.00680	147.2
10	0.01251	0.99973	10	591.6	601.6	0.00940	106.4
15	0.01738	0.99913	15	588.8	603.8	0.01282	77.99
16	0.01853	0.99897	16	588.3	604.3	0.01363	73.39
17	0.01975	0.99880	17	587.7	604.7	0.01447	69.10
18	0.02103	0.99862	18	587.1	605.1	0.01536	65.10
19	0.02239	0.99843	19	586.6	605.6	0.01630	61.35
20	0.02383	0.99823	20	586	606	0.01729	57.84
21	0.02534	0.99802	21	585.5	606.5	0.01833	54.56
22	0.02694	0.99780	22	584.9	606.9	0.01942	51.49
23	0.02863	0.99756	23	584.3	607.3	0.02056	48.63
24	0.03041	0.99732	24	583.8	607.8	0.02177	45.94
25	0.03229	0.99707	25	583.2	608.2	0.02304	43.41
26	0.03426	0.99681	26	582.6	608.6	0.02437	41.04
27	0.03634	0.99654	27	582.1	609.1	0.02576	38.82
28	0.03853	0.99626	28	581.5	609.5	0.02723	36.73
29	0.04083	0.99597	29	581	610	0.02876	34.77
30	0.04325	0.99567	30	580.4	610.4	0.03036	32.93
31	0.04580	0.99537	31	579.8	610.8	0.03204	31.20
32	0.04847	0.99505	32	579.3	611.3	0.03380	29.58
33	0.05128	0.99463	33	578.7	611.7	0.03565	28.05
34	0.05423	0.99440	34	578.1	612.1	0.03758	26.61
35	0.05733	0.99406	35	577.5	612.5	0.03960	25.25
36	0.06057	0.99371	36	577	613	0.04171	23.97
37	0.06398	0.99336	37	576.4	613.4	0.04392	22.77
38	0.06755	0.99299	38	575.9	613.9	0.04622	21.63
39	0.07129	0.99262	39	575.3	614.3	0.04863	20.56
40	0.07520	0.99224	40	574.7	614.7	0.05114	19.55
41	0.07930	0.99186	41	574.2	615.2	0.05377	18.60
42	0.08360	0.99147	42	573.6	615.6	0.05650	17.70
43	0.08809	0.99107	43	573	616	0.05935	16.85
44	0.09279	0.99066	44	572.4	616.4	0.06233	16.04
45	0.09771	0.99024	45	571.8	616.8	0.06544	15.28
46	0.10284	0.98982	46	571.2	617.2	0.06867	14.56
47	0.10821	0.98940	47	570.7	617.7	0.07203	13.88
48	0.11382	0.98896	48	570.1	618.1	0.07553	13.24
49	0.11967	0.98852	49	569.5	618.5	0.07918	12.63
50	0.12578	0.98807	50	569	619	0.08298	12.05
51	0.1322	0.98762	50.9	568.4	619.3	0.0869	11.50
52	0.1388	0.98715	51.9	567.8	619.7	0.0910	10.98
53	0.1457	0.98669	52.9	567.3	620.2	0.0953	10.49
54	0.1530	0.98621	53.9	566.7	620.6	0.0997	10.02
55	0.1605	0.98573	54.9	566.1	621	0.1043	9.584
56	0.1684	0.98524	55.9	565.6	621.5	0.1091	9.164
57	0.1765	0.98478	56.9	565	621.9	0.1141	8.764
58	0.1850	0.98425	57.9	564.4	622.3	0.1193	8.385
59	0.1939	0.98375	58.9	563.8	622.7	0.1247	8.025
60	0.2031	0.98324	59.9	563.3	623.2	0.1302	7.682

## Lampiran 2

Temp. °C	Press. bar	Specific Volume m <sup>3</sup> /kg		Internal Energy kJ/kg		Enthalpy kJ/kg			Entropy kJ/kg · K		Temp. °C
		Sat. Liquid $v_f \times 10^3$	Sat. Vapor $v_g$	Sat. Liquid $u_f$	Sat. Vapor $u_g$	Sat. Liquid $h_f$	Evap. $h_{fg}$	Sat. Vapor $h_g$	Sat. Liquid $s_f$	Sat. Vapor $s_g$	
50	.1235	1.0121	12.032	209.32	2443.5	209.33	2382.7	2592.1	.7038	8.0763	50
55	.1576	1.0146	9.568	230.21	2450.1	230.23	2370.7	2600.9	.7679	7.9913	55
60	.1994	1.0172	7.671	251.11	2456.6	251.13	2358.5	2609.6	.8312	7.9096	60
65	.2503	1.0199	6.197	272.02	2463.1	272.06	2346.2	2618.3	.8935	7.8310	65
70	.3119	1.0228	5.042	292.95	2469.6	292.98	2333.8	2626.8	.9549	7.7553	70
75	.3858	1.0259	4.131	313.90	2475.9	313.93	2321.4	2635.3	1.0155	7.6824	75
80	.4739	1.0291	3.407	334.86	2482.2	334.91	2308.8	2643.7	1.0753	7.6122	80
85	.5783	1.0325	2.828	355.84	2488.4	355.90	2296.0	2651.9	1.1343	7.5445	85
90	.7014	1.0360	2.361	376.85	2494.5	376.92	2283.2	2660.1	1.1925	7.4791	90
95	.8455	1.0397	1.982	397.88	2500.6	397.96	2270.2	2668.1	1.2500	7.4159	95
100	1.014	1.0435	1.673	418.94	2506.5	419.04	2257.0	2676.1	1.3069	7.3549	100
110	1.433	1.0516	1.210	461.14	2518.1	461.30	2230.2	2691.5	1.4185	7.2387	110
120	1.985	1.0603	0.8919	503.50	2529.3	503.71	2202.6	2706.3	1.5276	7.1296	120
130	2.701	1.0697	0.6685	546.02	2539.9	546.31	2174.2	2720.5	1.6344	7.0269	130
140	3.613	1.0797	0.5089	588.74	2550.0	589.13	2144.7	2733.9	1.7391	6.9299	140
150	4.758	1.0905	0.3928	631.68	2559.5	632.20	2114.3	2746.5	1.8418	6.8379	150
160	6.178	1.1020	0.3071	674.86	2568.4	675.55	2082.6	2758.1	1.9427	6.7502	160
170	7.917	1.1143	0.2428	718.33	2576.5	719.21	2049.5	2768.7	2.0419	6.6663	170
180	10.02	1.1274	0.1941	762.09	2583.7	763.22	2015.0	2778.2	2.1396	6.5857	180
190	12.54	1.1414	0.1565	806.19	2590.0	807.62	1978.8	2786.4	2.2359	6.5079	190
200	15.54	1.1565	0.1274	850.65	2595.3	852.45	1940.7	2793.2	2.3309	6.4323	200
210	19.06	1.1726	0.1044	895.53	2599.5	897.76	1900.7	2798.5	2.4248	6.3585	210
220	23.18	1.1900	0.08619	940.87	2602.4	943.62	1858.5	2802.1	2.5178	6.2861	220
230	27.95	1.2088	0.07158	986.74	2603.9	990.12	1813.8	2804.0	2.6099	6.2146	230
240	33.44	1.2291	0.05976	1033.2	2604.0	1037.3	1766.5	2803.8	2.7015	6.1437	240
250	39.73	1.2512	0.05013	1080.4	2602.4	1085.4	1716.2	2801.5	2.7927	6.0730	250
260	46.88	1.2755	0.04221	1128.4	2599.0	1134.4	1662.5	2796.6	2.8838	6.0019	260
270	54.99	1.3023	0.03564	1177.4	2593.7	1184.5	1605.2	2789.7	2.9751	5.9301	270
280	64.12	1.3321	0.03017	1227.5	2586.1	1236.0	1543.6	2779.6	3.0668	5.8571	280
290	74.36	1.3656	0.02557	1278.9	2576.0	1289.1	1477.1	2766.2	3.1594	5.7821	290
300	85.81	1.4036	0.02167	1332.0	2563.0	1344.0	1404.9	2749.0	3.2534	5.7045	300
320	112.7	1.4988	0.01549	1444.6	2525.5	1461.5	1238.6	2700.1	3.4480	5.5362	320
340	145.9	1.6379	0.01080	1570.3	2464.6	1594.2	1027.9	2622.0	3.6594	5.3357	340
360	186.5	1.8925	0.006945	1725.2	2351.5	1760.5	720.5	2481.0	3.9147	5.0526	360
374.14	220.9	3.155	0.003155	2029.6	2029.6	2099.3	0	2099.3	4.4298	4.4298	374.14

Source: Tables A-2 through A-5 are extracted from J. H. Keenan, F. G. Keyes, P. G. Hill, and J. G. Moore, *Steam Tables*, Wiley, New York, 1969.

### Lampiran 3

#### Contoh Perhitungan

Langkah-langkah perhitungan evaporator Robert.

#### 1. Menentukan temperatur uap saturasi

Dari tabel steam, pada tekanan absolut yang ditentukan akan didapat temperatur saturasi dari uap. Pada P= 1,6 bar didapat temperatur saturasi yaitu T=113,81 °C.

#### 2. Menghitung laju alir massa

Laju alir nira yang masuk evaporator dapat dihitung berdasarkan kapasitas giling PG. Gempolkrep sebesar 8200 TCD (Ton Cane per Day)

a. Tebu

$$\dot{m}_{tebu} = 8200 \frac{\text{ton}}{\text{hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{22 \text{ jam}} = 372,73 \text{ ton/jam}$$

b. Nira mentah

$$\begin{aligned} \dot{m}_{nira \text{ mentah}} &= \dot{m}_{tebu} \times nira \text{ mentah } \% \text{ tebu} \\ &= 372,73 \frac{\text{ton}}{\text{jam}} \times 100\% = 372,73 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

c. Nira tapis

$$\begin{aligned} \dot{m}_{nira \text{ tapis}} &= \dot{m}_{tebu} \times nira \text{ tapis } \% \text{ tebu} \\ &= 372,73 \frac{\text{ton}}{\text{jam}} \times 15\% = 55,9 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

d. Nira mentah terkapur

$$\begin{aligned} \dot{m}_{nira \text{ mentah terkapur}} &= \dot{m}_{tebu} \times nira \text{ mentah terkapur } \% \text{ tebu} \\ &= 372,73 \frac{\text{ton}}{\text{jam}} \times 115\% = 428,64 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

e. Nira encer

$$\begin{aligned}\dot{m}_{nira\ encer} &= \dot{m}_{tebu} \times nira\ encer\ \% \ tebu \\ &= 372,73 \frac{ton}{jam} \times 101\% = 376,45 \text{ ton/jam} = 104,57 \text{ kg/s}\end{aligned}$$

### 3. Menghitung Banyaknya Air yang Diuapkan

Komponen yang akan masuk ke evaporator adalah nira encer, banyaknya input yaitu 376,45 ton/jam.

$$E = J \left( 1 - \frac{B_j}{B_s} \right)$$

$$E = 376,45 \frac{ton}{jam} \times \left( 1 - \frac{12}{68} \right)$$

$$E = 310,02 \text{ ton/jam}$$

Jumlah air yang diuapkan yaitu sebesar 310,02 ton/jam dan jumlah nira kental yang dihasilkan yaitu:

$$\dot{m}_{nira\ kental} = (376,45 - 310,02) \text{ ton/jam} = 66,4 \text{ ton/jam} = 18,45 \text{ kg/s}$$

### 4. Menghitung Uap Bleeding

Uap nira dari vessel 1 akan di-bleed ke ke stasiun masakan (*vacuum pan*) dan ke pemanas pendahulu (PP) II.

- Menghitung kebutuhan uap stasiun masakan (*vacuum pan*)

Menurut Tromp, kebutuhan uap pada stasiun masakan adalah 1,74 dari air yang harus diuapkan. Derajat brix masuk stasiun masakan diketahui = 68 dan keluar stasiun masakan = 94,5

$$E = J \left( 1 - \frac{B_j}{B_s} \right)$$

$$E = 66,4 \frac{ton}{jam} \times \left( 1 - \frac{68}{94,5} \right)$$

$$E = 18,63 \text{ ton/jam}$$

Asumsi uap nira yang akan di-bleed ke stasiun masakan menurut PG. Gempolkrep adalah 80%.

$$\dot{m}_{\text{bleed vacuum pan}} = 80\% \times 1,74 \times 18,63 \frac{\text{ton}}{\text{jam}}$$

$$\dot{m}_{\text{bleed vacuum pan}} = 25,9 \text{ ton/jam (P3)} = 7,2 \text{ kg/s}$$

- Menghitung kebutuhan uap PP II

Nira yang masuk ke PP II adalah nira hasil sulfitasi yaitu nira mentah terkapur, maka input PP II yaitu 454,7 ton/jam

$$\dot{m}_{\text{bleed PP II}} = \frac{\text{berat nira terkapur} \times \text{heat coefficient} \times \Delta T}{\text{k calor laten}}$$

$$\dot{m}_{\text{bleed PP II}} = \frac{454,7 \frac{\text{ton}}{\text{jam}} \times (1 - 0,006 \times 14) \text{kcal/kg} \cdot K \times (110 - 80)K}{529,7 \text{ kcal/kg}}$$

$$\dot{m}_{\text{bleed PP II}} = 22,24 \frac{\text{ton}}{\text{jam}} \text{ (P2)} = 6,2 \text{ kg/s}$$

Uap nira dari vessel 2 di-bleed untuk PP I. Pada PP I diolah nira mentah dan nira tapis, maka jumlah nira yang masuk PP I:  $(372,73 + 55,9) \text{ ton/jam} = 428,64 \text{ ton/jam}$

- Menghitung kebutuhan uap PP I

$$\dot{m}_{\text{bleed PP I}} = \frac{\text{berat nira mentah} + \text{nira tapis} \times \text{heat coefficient} \times \Delta T}{\text{k calor laten}}$$

$$\dot{m}_{\text{bleed PP I}} = \frac{428,64 \frac{\text{ton}}{\text{jam}} \times (1 - 0,006 \times 14) \times (80 - 30)}{529,24}$$

$$\dot{m}_{\text{bleed PP I}} = 36,69 \frac{\text{ton}}{\text{jam}} \text{ (P1)} = 10,2 \text{ kg/s}$$

Maka air yang diuapkan tiap badan adalah

$$\begin{aligned}
 5^{\text{st}} \text{ vessel} &= X \\
 4^{\text{th}} \text{ vessel} &= X \\
 3^{\text{rd}} \text{ vessel} &= X \\
 2^{\text{nd}} \text{ vessel} &= X + P1 \\
 1^{\text{st}} \text{ vessel} &= X + P1 + P2 + P3
 \end{aligned}$$

---


$$\begin{aligned}
 E &= 5X + 2P1 + P2 + P3 \\
 328,9 \text{ ton/jam} &= 5X + 2(36,69) + 22,24 + 25,9 \text{ (ton/jam)}
 \end{aligned}$$

$$X = 36,69 \text{ ton/jam} = 10,47 \text{ kg/s}$$

### 5. Total air yang diuapkan masing-masing vessel

Jumlah total air yang diuapkan masing masing vessel

$$\begin{aligned}
 1^{\text{st}} \text{ vessel} &= 37,69 + 36,69 + 25,9 + 22,24 = 122,56 \text{ ton/jam} \\
 &= 34,04 \text{ kg/s} \\
 2^{\text{nd}} \text{ vessel} &= 37,69 + 36,69 = 74,38 \text{ ton/jam} = 20,66 \text{ kg/s} \\
 3^{\text{rd}} \text{ vessel} &= 37,69 \text{ ton/jam} = 10,47 \text{ kg/s} \\
 4^{\text{th}} \text{ vessel} &= 37,69 \text{ ton/jam} = 10,47 \text{ kg/s} \\
 5^{\text{th}} \text{ vessel} &= 37,69 \text{ ton/jam} = 10,47 \text{ kg/s}
 \end{aligned}$$

### 6. Menghitung laju alir nira tiap vessel

Dengan menggunakan mass balance maka akan diketahui jumlah uap yang masuk ke setiap badan evaporator.

- Masuk vessel 1

$$\dot{m}_{ne\ 1} = 376,45 \frac{\text{ton}}{\text{jam}} = 104,57 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

- Masuk vessel 2

$$\begin{aligned}
 \dot{m}_{ne\ 2} &= (376,45 - 122,56) \text{ ton/jam} \\
 \dot{m}_{ne\ 2} &= 253,9 \frac{\text{ton}}{\text{jam}} = 74,39 \frac{\text{kg}}{\text{s}}
 \end{aligned}$$



### 7. Menghitung °brix nira keluar evaporator

Untuk mengetahui entalpi nira maka harus dihitung terlebih dahulu °brix keluar vessel.

- Vessel 1

$$^{\circ}\text{Brix keluar vessel 1} = \frac{\dot{m}_{\text{nira encer in}} \times ^{\circ}\text{Brix masuk}}{\dot{m}_{\text{nira encer in}} - \text{air yang diuapkan}} = \frac{\quad}{376,45 \text{ ton/jam} \times 12}$$

$$^{\circ}\text{Brix keluar vessel 1} = \frac{\quad}{(376,45 - 122,56) \text{ ton/jam}}$$

$$^{\circ}\text{Brix keluar vessel 1} = 17,792 = 18$$

### 8. Menghitung temperatur nira

- a. Vessel 1

$$T_j = T_s + \frac{2B}{100 - B} = 113,81 + 0,433 = 114,243 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

## Lampiran 4

### Heat Balance

Dengan menggunakan heat balance maka:

- Vessel 1

Uap bekas yang masuk ke vessel 1 yaitu 38,625 kg/s

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$\begin{aligned} (m_{\text{steam}} \times h_{\text{steam}}) + (m_{\text{nira jernih}} \times h_{\text{nira jernih}}) \\ = (m_{\text{uap}} \times h_g) \\ + (m_{\text{nira kental}} \times h_{\text{nira kental}}) \\ + (m_{\text{kondensat}} \times h_{\text{kondensat}}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (m_{\text{steam}} \times h_{fg}) + (m_{\text{nira jernih}} \times h_{\text{nira jernih}}) \\ = (m_{\text{uap}} \times h_g) \\ + (m_{\text{nira kental}} \times h_{\text{nira kental}}) \end{aligned}$$

panas yang diberikan oleh steam

$$(m_{st}xh_{fg}) = (m_u x h_g) + (m_{nk} x h_{nk}) - (m_{ne} x h_{ne})$$

$$\begin{aligned} \left(36,12 \frac{kg}{s}\right) x \left(2201,8 \frac{kJ}{kg}\right) \\ = \left[\left(34,04 \frac{kg}{s}\right) x \left(2695,7 \frac{kJ}{kg}\right)\right] \\ + \left[\left(70,53 \frac{kg}{s}\right) x \left(428,59 \frac{kJ}{kg}\right)\right] \\ - \left[\left(104,57 \frac{kg}{s}\right) x \left(409,25 \frac{kJ}{kg}\right)\right] \end{aligned}$$

$$79.487,08 kW = (97.366,58 + 32.070,96) - 45.404,83 kW$$

$$79.487,08 kW = 79.203,25 kW \text{ (Balance)}$$

### Lampiran 5

- Vessel 1

$$U_1 = L \frac{(100 - B)(t_v - 54)}{1.000}$$

$$L \text{ pada } T = 113,81^\circ C = 2.219,1 \text{ kJ/kg}$$

$$U_1 = 2.219,1 \frac{(100 - 14,9)(120 - 54)}{1.000}$$

$$U_1 = 12.464,355 \text{ kJ/h} \cdot m^2 \cdot ^\circ C = 3,46 \text{ kW/m}^2 \cdot K$$

### Lampiran 6

- Vessel 1

$$Q = U x A x \Delta T$$

$$79.203,25 \text{ kW} = 3,46 \frac{kW}{m^2 \cdot K} x A x (120 - 114,24)$$

$$A = 3.987 \text{ m}^2$$

## Lampiran 7

### Menghitung $h_o$

Vessel 1

$$T_{sat} = 120 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{sat} = 114,24 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Propertis saturated vapor pada  $T = 120 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$\rho_v = 1,117 \text{ kg/m}^3$$

$$h_{fg} = 2201,8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_f = T_{sat} + T_s/2 = 120 + 113,81/2 = 116,9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Propertis saturated liquid pada  $T = 117,12$

$$\rho_l = 945,45 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_l = 2,39 \times 10^{-4} \text{ N.s/m}^2$$

$$k_l = 0,6854 \text{ W/m.K}$$

$$c_{p_l} = 4,246 \text{ kJ/kg.K}$$

$$v_l = \mu_l/\rho_l = 2,54 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$$

Jakob Number

$$Ja = \frac{c_{p_l} \times (T_{sat} - T_s)}{h_{fg}}$$

$$Ja = \frac{4,245 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} \times (120 - 114,24)}{2201,8}$$

$$Ja = 0,0111$$

Modified latent heat

$$h'_{fg} = h_{fg} \times (1 + 0,68 Ja)$$

$$h'_{fg} = 2201,8 \times (1 + 0,68(0,0111))$$

74

$$h'_{fg} = 2218,426 \frac{kJ}{kg}$$

Dimensionless P

$$P = \frac{k_L L (T_{sat} - T_s)}{\mu_l h'_{fg} (vl^2/g)^{1/3}}$$

$$P = \frac{0,6854 \frac{W}{m \cdot K} \times 2,57 \text{ m} \times (120 - 114,24)^\circ\text{C}}{2,4 \times 10^{-4} \times 2,219 \times 10^{-6} \times ((2,54 \times 10^{-7})^2 / 9,8)^{\frac{1}{3}}}$$

$$P = 1.025,217$$

Nusselt Number

$$\overline{Nu}_L = \frac{1}{P} (0,68P + 0,89)^{0,82}$$

$$\overline{Nu}_L = \frac{1}{1.025,217} (0,68(1.025,217) + 0,89)^{0,82}$$

$$\overline{Nu}_L = 0,209$$

Koefisien konveksi

$$h_L = \frac{\overline{Nu}_L k_L}{\left(\frac{vl^2}{g}\right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$h_L = \frac{0,2 \times 0,6852}{\left(\frac{(2,54 \times 10^{-7})^2}{9,8}\right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$h_L = 7,69 \frac{kW}{m^2 \cdot K}$$

## Lampiran 8

### Menghitung hi menggunakan korelasi Chen

Vessel 1

$$T_{\text{sat}} = 114,24 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_s = 120 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_f = 117,12 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Propertis air

	Liquid	Vapor	Satuan
$\rho$	945.63	1.0181	kg/m <sup>3</sup>
hfg	2210.5		kJ/kg
$\mu$	2.39E-04	1.27E-05	kg/m.s
Cp		2.1074	kJ/kg
k	4.2466	0.02725	W/m.K
$\sigma$	0.6853		
Pr	0.05554		
	1.4822		

Propertis nira

$$\rho = 985,2 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 4.20\text{E-}04 \text{ kg/m.s}$$

$$C_p = 3.811 \text{ kJ/kg.K}$$

$$k = 0.596 \text{ W/m.K}$$

$$pr = 2,684$$

$$x = \frac{\mu_{\text{air}}}{\mu_{\text{nira}}}$$

$$= \frac{34,043}{104,57}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0.326 \\
 \text{ReL} &= \frac{4m(1-x)}{\pi d \mu} \\
 &= \frac{4 \quad 104,57 \quad 0.674}{3.14 \quad 0.033 \quad 4.20\text{E-}04} \\
 &= \frac{6.48\text{E+}09}{430,5} \\
 \text{hl} &= \frac{0.02 \quad \text{Re}^{0.8} \quad \text{Pr}^{0.4}}{68,66 \quad \text{W/m}^2\text{.K}} \quad \text{kl/Di}
 \end{aligned}$$

Lockhart-Martinelli Parameter

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0,9} \left(\frac{\rho v}{\rho l}\right)^{0,5} \left(\frac{\mu l}{\mu v}\right)^{0,1}$$

$$X_{tt} = \left(\frac{1-0,326}{0,326}\right)^{0,9} \left(\frac{1,012}{973,94}\right)^{0,5} \left(\frac{4,2 \times 10^{-4}}{1,27 \times 10^{-5}}\right)^{0,1}$$

$$X_{tt} = 0,088$$

Menghitung F(X<sub>tt</sub>)

$$F(X_{tt}) = 2,35(X_{tt}^{-1} + 0,213)^{0,736}$$

$$F(X_{tt}) = 2,35(0,088^{-1} + 0,213)^{0,736}$$

$$F(X_{tt}) = 14,26$$

Reynolds Number

$$Re = Re_L \times F(X_{tt})^{1,25}$$

$$Re = 430,54 \times 14,26^{1,25}$$

$$Re = 11.935,34$$

Menghitung  $S_{CH}$

$$S_{CH} = (1 + 2,53 \times 10^{-6} Re^{1,17})^{-1}$$

$$S_{CH} = 0,87$$

Nucleate Boiling

$$\Delta T_e = T_s - T_{sat}$$

$$\Delta T_e = 120 - 114,24$$

$$\Delta T_e = 5,75 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta P_{sat} = P_{sat}(T_w) - P_{sat}(T_{sat})$$

$$\Delta P_{sat} = 2 - 1,61$$

$$\Delta P_{sat} = 0,39 \text{ bar} = 39.000 \text{ pascal}$$

$$h_{nb} = 0,00122 \frac{k_l^{0,79} C_{p_l}^{0,45} \rho_l^{0,49} \Delta T_e^{0,24} \Delta P_{sat}^{0,75}}{\sigma_l^{0,5} \mu_l^{0,29} h_{fg}^{0,24} \rho_v^{0,24}}$$

$$h_{nb} = 4.959,18 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Boiling Convection

$$hb = S_{CH} h_{nb} + F(X_{tt}) h_L$$

78

$$hb = 5.295,7 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$hb = 5,29 \frac{kW}{m^2 \cdot K}$$

## Lampiran 9

### Menghitung U

$$U = \frac{1}{\left(\frac{1}{hi}\right) + \left(\frac{1}{ho}\right)}$$

$$U = \frac{1}{\left(\frac{1}{7,69}\right) + \left(\frac{1}{5,29}\right)}$$

$$U = 3,14 \frac{kW}{m^2 \cdot K}$$



## DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1 Kalor laten .....	65
Lampiran 2 Tabel Termodinamika.....	66
Lampiran 3 Langkah Perhitungan Evaporator Robert .....	67
Lampiran 4 Heat Balance .....	71
Lampiran 5 <i>Overall Heat Transfer Coefficient</i> .....	72
Lampiran 6 Luas Perpindahan Panas .....	72
Lampiran 7 Menghitung $h_o$ .....	73
Lampiran 8 Menghitung $h_i$ Menggunakan Korelasi Chen .....	75
Lampiran 9 Menghitung $U$ .....	78

## DAFTAR PUSTAKA

- Ensinas, Adriano V., Silvia A Nebra, Miguel A Lozano, Luis M Serra. 2007. **Design of Evaporator System and Heaters Networks in Sugar Cane Factories Using a Thermo-economic Optimization Procedure.** *International Journal of Thermodynamics*, Vol.10 (No.3): hal 97-105.
- Higa, M., A.J. Freitas, A.C. Bannwart, R.J. Zemp. 2009. **Thermal Integration of Multiple Effect Evaporator in Sugar Plant.** *Applied Thermal engineering* 29: hal 515-522.
- Minton, Paul E. 1986. **Handbook of Evaporation Technology.** New Jersey: Noyes Publications.
- Hugot, E. 1960. **Handbook of Cane Sugar Engineering.** Amsterdam: Elsevier.
- Jenkins, G.H.. 1966. **Introduction to Cane Sugar Technology.** Amsterdam: Elsevier.
- Jorge, L.M.M., A. R. Righetto, P.A. Polli, O. A. A. Santos, R. Maciel Filho. 2010. **Simulation and Analysis of a Sugarcane Juice Evaporation System.** *Journal of Food Engineering* 99, hal 351-359.
- Whalley, P.B.. 1991. **Evaporators and Reboilers in The Process and Chemical Industries.** Oxford: John Wiley and Sons, Inc.
- Poel, P.W. Van der, H. Schiweck, T. Schwartz. 1998. **Sugar Technology-Beet and Cane Sugar Manufacture.** Denver: Beet Sugar Development Foundation.
- Chen, James C.P., Chung-Chi Chou. 1993. **Cane Sugar Handbook.** Canada: John Wiley and Sons, Inc.
- Incropera, Frank P., David P. Dewitt, 2011. **Fundamentals of Heat and Mass Transfer.** USA: John Wiley and Sons, Inc.
- Astolfi-Filho, Zailer, Eduardo Basilio de Oliveira, Jane Selia dos Reis Coimbra, Javier Telis-Romero. 2012. **Friction Factors, Convective Heat Transfer Coefficient and The**

- Colburn Analogy for Industrial Sugarcane Juices.** *Biochemical Engineering Journal* 60, hal 111-118.
- Astolfi-Filho, Vania Regina Nicoletti Telis, Eduardo Basilio de Olivera, Jane selia dos Reis Coimbra, Javier Telis-Romero. 2011. **Rheology and Fluid Dynamics Properties of Sugarcane Juice.** *Biochemical Engineering Journal*, hal 260-265.
- Wright, P.G.. 2008. **Heat Transfer Coefficient Correlations For Robert Juice Evaporators.** *Proc Aust Soc Sugar Cane Technology*, Vol 30: hal 547-558.
- Lestina, Thomas, Robert W. Serth. 2007. **Process Heat Transfer Principles And Applications.** Elsevier: UK.
- Rein, Peter. 2007. **Cane Sugar Engineering.** Berlin.
- Chen, Hong. 1992. **Factors Affecting Heat Transfer In The Falling Film Evaporator.** Thesis At Massey University.

## BIODATA PENULIS



Penulis bernama lengkap Eza Anansa Storia dan biasa dipanggil Eza. Penulis dilahirkan di Bandung, 02 Agustus 1993. Penulis merupakan anak kedua dari tiga bersaudara pasangan Ir. H. Zaharuddin Kasim dan Hj. Empin Supiari, BA. Penulis telah menempuh pendidikan formal di SD Cilampeni I Bandung, SMP Negeri 10 Bandung, SMA Negeri 11 Bandung dan Politeknik Negeri Bandung Jurusan Teknik Konversi Energi. Penulis diterima di Teknik Mesin Institut Teknologi Sepuluh Nopember pada 2013 dan terdaftar dengan NRP 2113106030. Di Jurusan Teknik Mesin, Penulis mengambil bidang minat konversi energi dan menyelesaikan tugas akhir dibawah bimbingan Prof. Dr. Eng. Prabowo, M.Eng. Penulis dapat dihubungi melalui email [ezastoria@gmail.com](mailto:ezastoria@gmail.com).