

Andreas Preihs

Diplomarbeit

Aufbau und Inbetriebnahme einer Füllkörperrektifikationskolonne für hohe Trennleistung

Ausgeführt zum Zwecke der Erlangung
des akademischen Grades eines Diplom-Ingenieurs

am Institut für
Thermische Verfahrenstechnik und Umwelttechnik
der Technischen Universität Graz

unter der Leitung von

Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Matthäus Siebenhofer
Mag.rer.nat. Dr.techn. Peter Letonja

2009

Eidesstaatliche Erklärung

Ich erkläre an Eides statt, dass ich die vorliegende Arbeit selbstständig verfasst, andere als die angegebenen Quellen/Hilfsmittel nicht benutzt, und die den benutzten Quellen wörtlich und inhaltlich entnommene Stellen als solche kenntlich gemacht habe.

Graz, am _____

(Unterschrift)

Danksagung

An dieser Stelle möchte ich Herrn Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Siebenhofer für die Ermöglichung der Durchführung meiner Diplomarbeit am Institut für Thermische Verfahrenstechnik und Umwelttechnik und der sehr guten Betreuung danken.

Weiterer Dank gilt Herrn Mag.rer.nat. Dr.techn. Letonja für die sehr gute Betreuung und dem ganzen Team des Institutes für Thermische Verfahrenstechnik und Umwelttechnik.

Mein besonderer Dank gilt meiner Familie, ohne deren Unterstützung die Durchführung meines Studiums nicht möglich gewesen wäre, sowie meiner Freundin, die mir immer wieder Kraft gab.

Für die Wohngemeinschaft und die sehr gute und erfolgreiche Zusammenarbeit über die ganze Studienzeit hindurch bedanke ich mich bei meinen Wohnungskollegen/Freunden.

Bei allen weiteren Freunden bedanke ich mich recht herzlich.

Kurzfassung

Für die Forschung und für die vertiefte Ausbildung in Thermischer Verfahrenstechnik wurde eine kontinuierliche Füllkörperrektifikationsanlage mit dem Testsystem Ethanol/Wasser in Betrieb genommen. Des Weiteren wurde die Kolonne hydraulisch ausgelegt und die Trennleistung überprüft.

Die Kolonne wurde mit einem teilautomatisierten Prozessleitsystem ausgestattet und kann somit größtenteils über ein Programm, das in der graphischen Programmiersprache „Lab-View“ erstellt wurde, bedient werden.

Um die Kondensationswärme im Kopfkondensator bestimmen zu können, wurden im Vor- und im Rücklauf der Kühlwasserleitungen Pt-100 Temperaturfühler und zusätzlich ein Volumenstromzähler eingebaut.

Zur Bestimmung des Druckverlustes über die Kolonne wurde ein Differenzdruckmesser installiert.

Die vorhandenen Dichtemesszellen im Sumpf und am Kopf der Kolonne wurden so adaptiert, dass die Konzentration des Destillates und des Sumpfproduktes „online“ über das Programm in „Lab-View“ abgelesen werden können.

Insgesamt wurden zehn Pt-100 Temperaturfühler, ein Absolutdruckmesser, ein Differenzdruckmesser, eine Niveauregelung für Minimum- und Maximumanzeige im Kolonnensumpf und der Kühlwasserbedarf im Kopfkondensator in „LabView“ eingelesen. Der Rücklaufteiler wird über ein Relais mittels eines Elektromagneten geschaltet.

Nach abgeschlossenen Installationsarbeiten wurde die Kolonne in Betrieb genommen und mehrere Betriebspunkte ausgewertet. Um die Versuche schnell auswerten zu können wurde ein Berechnungsprogramm in „MS-Excel“ erstellt. Des Weiteren wurden die Wärmetauscher für die Energiebilanz nachkalkuliert.

Abstract

The objective of this diploma thesis was to reconstruct and validate operation of a rectification column for the continuous separation of the binary system ethanol and water for research as well as education in separation process engineering. Furthermore, hydraulics of the system and the separation capacity was investigated.

The column is primarily operated by a program constructed in the graphical programming language “LabView”.

In order to determine the heat of condensation, the installation of Pt-100 temperature sensors both in the forward and return flow of the cooling system located in the head of the column and a flow control unit were installed.

A differential pressure manometer was installed to record the pressure drop of the column.

Density measuring cells at the bottom and top of the column were modified in a way that the determination of concentration is possible online.

The operation data including ten temperature data, absolute pressure, differential pressure, minimum and maximum level control in the sump and the cooling water consumption of the condenser in the head of the column were imported into “LabView”. The reflux ratio is controlled by a relay with an electromagnet.

After having completed the installations the apparatus was set into operation and experiments were performed. In order to interpret the experimentally obtained data a calculation program was generated in “MS-Excel”. In addition, the heat exchangers were recalculated to validate the energy balance.

Nomenklatur

Symbole

A	Austauschfläche der Wärmetauscher	[m ²]
A	Antoine-Parameter	[-]
a	spezifische Austauschfläche	[m ² /m ³]
a	Temperaturleitzahl	[m ² /s]
a	Querteilungsverhältnis	[-]
B	Kolonnenbelastung	[%]
B	Antoine-Parameter	[-]
b	Längsteilungsverhältnis	[-]
C	Antoine-Parameter	[-]
c	Konzentration	[mol/m ³]
c	Teilversetzungsverhältnis	[-]
Δc	Konzentrationsdifferenz	[mol/m ³]
c _p	spezifische Wärmekapazität bei konstantem Druck	[J/(kg·K), J/(mol·K)]
C _B	Modellparameter zur Bestimmung des Druckverlustes der berieselten Schüttung bzw. Packung für Re _L >2	[s ^{2/3} ·m ^{-1/3}]
Ḑ, D	Destillat	[mol/h, kg/h, l/h]
D	mittlerer Krümmungsdurchmesser	[m]
D _W	mittlerer Durchmesser der Rohrwendel	[m]
d	Innendurchmesser Rohrwendel	[m]
d _a	Außendurchmesser Rohrwendel	[m]
d _h	hydraulischer Durchmesser	[m]
d _p	Partikeldurchmesser	[m]
d _S	Durchmesser der Kolonne	[m]
d _T	Tropfendurchmesser	[m]
Ḑ, F	Einsatzstrom	[mol/h, kg/h, l/h]
F _V	Gas- bzw. Dampfbelastungsfaktor	[m/s·(kg/m ³) ^{1/2}]
f _A	Rohranordnungsfaktor	[-]
Ḡ	Gasstrom	[mol/h]

H	Höhe der Kolonne	[m]
HETP	„Height Equivalent of one Theoretical Plate“	[m]
HTU	„Height of a Transfer Unit“	[m]
h	Höhe Packung	[m]
h	spezifische Enthalpie	[J/kg, J/mol]
Δh	spezifische Verdampfungsenthalpie	[J/kg, J/mol]
h_{LF10}	Flüssigkeitsinhalt am Flutpunkt, bezogen auf das freie Kolonnenvolumen	[m ³ /m ³]
K	Wandfaktor	[-]
K_1, K_2	Konstante K_1 und Exponent K_2 zur Bestimmung des Widerstandsbeiwertes bei der Einphasenströmung des Gases in der Schüttung oder Packung für $Re_V < 2100$	[-]
K_3, K_4	Zahlenwert von K_1 und K_2 , für $Re_V > 2100$	[-]
$K_{\rho V}$	Korrekturfaktor der Gasdichte	[-]
k	Stoffdurchgangskoeffizient	[m/s]
k	Wärmedurchgangskoeffizient	[W/(m ² ·K)]
\dot{L}, L	Flüssigkeitsstrom	[mol/h, kg/h, l/h]
l	Überströmlänge des Einzelrohres	[m]
MG	Molmasse	[g/mol]
N_{th}	theoretische Stufenanzahl	[-]
NTU	„Number of Transfer Units“	[-]
Nu	Nusselt-Zahl	[-]
\dot{n}	Molenstrom	[mol/s]
P	Schwingungsdauer	[s ⁻¹]
Pr	Prandtl-Zahl	[-]
p	Druck	[Pa, bar]
p_0	Dampfdruck	[Pa]
p_0	Normdruck	[1,013 bar]
Δp	Druckdifferenz	[Pa, bar]
Q	Wärmestrom	[W]
\dot{Q}_F, Q_F	Leistung des Feedvorwärmers	[W]

\dot{Q}_{KK}, Q_{KK}	Kondensationswärme des Kopfkondensators	[W]
\dot{Q}_{SK}, Q_{SK}	Kühlleistung des Sumpfkühlers	[W]
\dot{Q}_{Verl}, Q_{Verl}	Wärmeverluste über die Kolonne	[W]
q	kalorischer Faktor	[-]
\dot{R}, R	Rücklauf	[mol/h, kg/h, l/h]
R	universelle Gaskonstante	[8,314 J/(mol·K)]
Re	Reynoldszahl	[-]
r	externes Rücklaufverhältnis	[-]
r_{min}	minimales Rücklaufverhältnis	[-]
\dot{S}, S	Sumpfprodukt	[mol/h, kg/h, l/h]
S	Kreisquerschnitt der Kolonne	[m ²]
s	Wandstärke des Feedwärmetauschers außen	[m]
s_1, s_3	Querteilung	[m]
s_2	Längsteilung	[m]
T	Temperatur	[°C, K]
T_0	Normtemperatur	[273,15 K]
ΔT	Temperaturdifferenz	[K]
ΔT_{ln}	logarithmische Temperaturdifferenz	[K]
u	Geschwindigkeit	[m/s]
\dot{V}, V	Dampfstrom	[mol/h, kg/h, l/h]
w	Geschwindigkeit	[m/s]
x	Anzahl Packungen	[-]
x	Molenbruch Flüssigphase	[mol/mol]
y	Molenbruch Gasphase	[mol/mol]
α	Wärmeübergangskoeffizient	[W/(m ² ·K)]
α	relative Flüchtigkeit	[-]
α	Neigung der Strömungskanäle in der Packungsschicht	[deg]
ε	Porosität, Lückengrad	[m ³ /m ³]
η	dynamische Viskosität	[Pa·s]
λ	Wärmeleitfähigkeit	[W/(m·K)]

λ_0	Phasendurchsatzverhältnis am Flutpunkt	[-]
ν	kinematische Viskosität	[m ² /s]
ρ	Dichte	[kg/m ³]
$\Delta\rho$	Dichtedifferenz	[kg/m ³]
σ	Oberflächenspannung	[N/m]
Ψ	Widerstandsbeiwert für die Einphasenströmung (Dampf- bzw. Gasströmung) durch eine Schüttung	[-]
Ψ	Hohlraumanteil	[-]
Ψ_{Fl}	Widerstandsbeiwert für die Einphasenströmung der Gasphase für die Betriebsbedingungen am Flutpunkt	[-]

Indizes tiefgestellt

a	außen
a	Austritt
AS	Abtriebssäule
Bil	Bilanz
D	Destillat
E	Ethanol
e	Eintritt
F	Feed
g	„gaseous“
ges	gesamt
GGW	Gleichgewicht
i	innen
i	Komponente i
krit	kritisch
lam	laminar
L	flüssig
og	„overall gaseous“
Öl	Thermalöl
S	Sumpf

St	Stahl
turb	turbulent
V	dampfförmig
VS	Verstärkersäule
W	Wasser
WT	Wärmetauscher

Indizes hochgestellt

* Gleichgewicht

Acronyme

MB Massenbilanz

Inhaltsverzeichnis

1	EINLEITUNG	1
1.1	Zielsetzung	1
2	ALLGEMEINE GRUNDLAGEN – BERECHNUNGSGRUNDLAGEN.....	2
2.1.1	Destillation	2
2.1.2	Rektifikation binärer Gemische ^{[1],[2]}	2
2.1.2.1	Erforderliche Stufenanzahl.....	3
2.1.2.2	Der Einfluss des thermischen Zustandes.....	6
2.1.2.3	Der totale Rücklauf	7
2.1.2.4	Der minimale Rücklauf	8
2.1.3	Stoffsystem Ethanol/Wasser	9
2.1.3.1	T-xy-Diagramm.....	9
2.1.3.2	P-xy-Diagramm	10
2.1.3.3	xy-Diagramm; McCabe-Thiele-Diagramm.....	10
2.1.4	HTU-NTU-Konzept ^[3]	11
2.1.4.1	Graphische Ermittlung der Zahl der Übertragungseinheiten (NTU)	13
2.1.5	HETP-Konzept ^[4]	14
3	BESCHREIBUNG DER VERSUCHSANLAGE ^[5]	15
3.1	Das Gerüst.....	15
3.2	Die Kolonne.....	15
3.3	Die Kolonnenpackungen.....	16
3.4	Der Kolonnenkopf.....	17
3.4.1	Kopfproduktkühlung	17
3.5	Der Kolonnensumpf	18
3.5.1	Sumpfproduktkühlung.....	19
3.6	Der Einsatzstrom.....	20
3.7	Das Prozessleitsystem.....	20
3.7.1	Die Konzentrationsmessung.....	21
3.7.2	Die Durchflussmessung.....	22
3.7.3	Steuerung der Anlage im graphischen Programmierprogramm „LabView“	23
3.8	Technische Daten der Geräte	25

4	DAS R&I	27
5	BETRIEBSHANDBUCH.....	29
5.1	An- und Abfahrplan.....	29
5.1.1	Anfahrplan.....	29
5.1.2	Abfahrplan.....	30
5.2	Beschreibung einer Versuchsdurchführung.....	31
6	ERGEBNISSE	34
6.1	Versuchsparameter	34
6.2	Interpretation der Ergebnisse.....	34
7	BERECHNUNGEN.....	39
7.1	Berechnung eines Betriebspunktes.....	39
7.1.1	Stoff- und Energiebilanzen.....	39
7.1.2	McCabe-Thiele.....	46
7.1.3	Hydraulische Auslegung der Rektifikationskolonne ^[7]	55
7.1.3.1	Verstärkersäule.....	55
7.1.3.2	Abtriebssäule.....	63
7.1.4	HTU-NTU-Konzept; HETP-Wert und Stoffdurchgangskoeffizient.....	71
7.1.5	Nachkalkulation der Wärmetauscher ^[8]	75
7.1.5.1	Feedvorwärmer.....	75
7.1.5.2	Sumpfverdampfer ^[8]	81
7.1.5.3	Kopfkondensator	85
7.2	Überprüfung des Druckverlustes über die Kolonne.....	87
8	ZUSAMMENFASSUNG	88
9	ANHANG	90
9.1	Berechnungsprogramm in „MS-Excel“	90
9.2	Relative Flüchtigkeit α_{EW} des binären Gemisches Ethanol/Wasser.....	96
9.3	Dichtetabelle	99
10	LITERATURVERZEICHNIS	101

1 Einleitung

1.1 Zielsetzung

Der Inhalt dieser Diplomarbeit umfasst die seit 1998 nicht mehr betriebene kontinuierliche Rektifikationskolonne der Firma *Normag* mit dem Testsystem Ethanol/Wasser wieder in Betrieb zu nehmen.

Dazu müssen Anlagenkomponenten wie Temperaturfühler, Drucksensoren und Durchflussmesser neu eingebaut werden. Die vorhandenen Dichtemesszellen der Firma *Paar* am Kopf und im Sumpf der Kolonne sollen so adaptiert werden, dass die Produktkonzentration „online“ abzulesen ist.

Das veraltete Mess- und Regelsystem soll mit Komponenten der Firma *National Instruments* komplett erneuert, und darauf basierend ein teilautomatisiertes Prozessleitsystem in der graphischen Programmiersprache „LabView“ erstellt werden.

In der Kolonne befinden sich strukturierte Gewebepackungen *Laborpack DX* der Firma *Sulzer*, mit denen man eine hohe Trennleistung erreichen möchte.

Die Dokumentation der Arbeit soll die hydraulische Auslegung, die Berechnung und Überprüfung der Trennleistung und die Erstellung eines Betriebshandbuches umfassen.

Für die Überprüfung der Energiebilanz werden die Wärmetauscher der Anlage nachkalkuliert.

2 Allgemeine Grundlagen – Berechnungsgrundlagen

2.1.1 Destillation

Die Destillation ist ein thermisches Trennverfahren und beruht darauf, ein Gemisch aufgrund verschiedener Siedepunkte der Komponenten zu trennen. Voraussetzung für die Auftrennung ist die unterschiedliche Zusammensetzung der aufsteigenden Gasphase und der siedenden Flüssigphase.

Das klassische Schnapsbrennen ist ein diskontinuierlicher Vorgang. Die Maische hat einen Alkoholgehalt von ca. 5 [Vol%]. Durch Erhitzen der Maische reichert sich die aufsteigende Dampfphase mit Alkohol an. In einem Kondensator, meistens ein Liebig-Kühler, wird der Dampf kondensiert und man erhält das gewünschte Produkt mit einer Konzentration von ca. 40 [Vol%] Alkohol. Bei diesem diskontinuierlichen Vorgang nimmt die Destillatkonzentration mit der Zeit ab, da sich mit der Zeit immer weniger Alkohol in der Maische befindet.

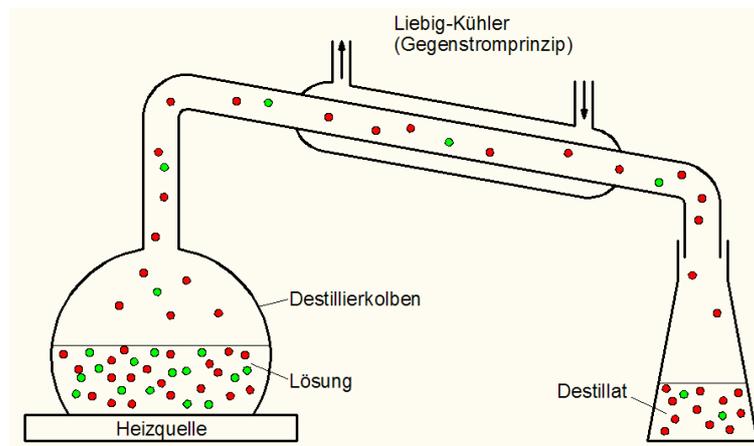


Abbildung 2-1: Destillation

2.1.2 Rektifikation binärer Gemische ^{[1], [2]}

Die Rektifikation, auch Gegenstromdestillation genannt, beruht auf denselben physikalischen Grundlagen wie die Destillation. Der Trenneffekt ist bei der Rektifikation viel höher, da die aufsteigende Dampfphase und die kondensierende Flüssigphase einem ständigen Phasenkontakt ausgesetzt sind. Die Verdampfung und Kondensation läuft bei der Rektifikation in einer einzigen Prozesseinheit ab. Den Phasenkontakt erreicht man durch Einbauten in der Kolonne, den sogenannten Füllkörpern. Diese Füllkörper können als

regellose Schüttungen (z.B. Raschigringe), als eingebaute Kolonnenböden (z.B. Siebböden, Glockenböden) oder als strukturierte Füllkörper wie die *Laborpack DX* in der behandelten Kolonne ausgeführt sein.

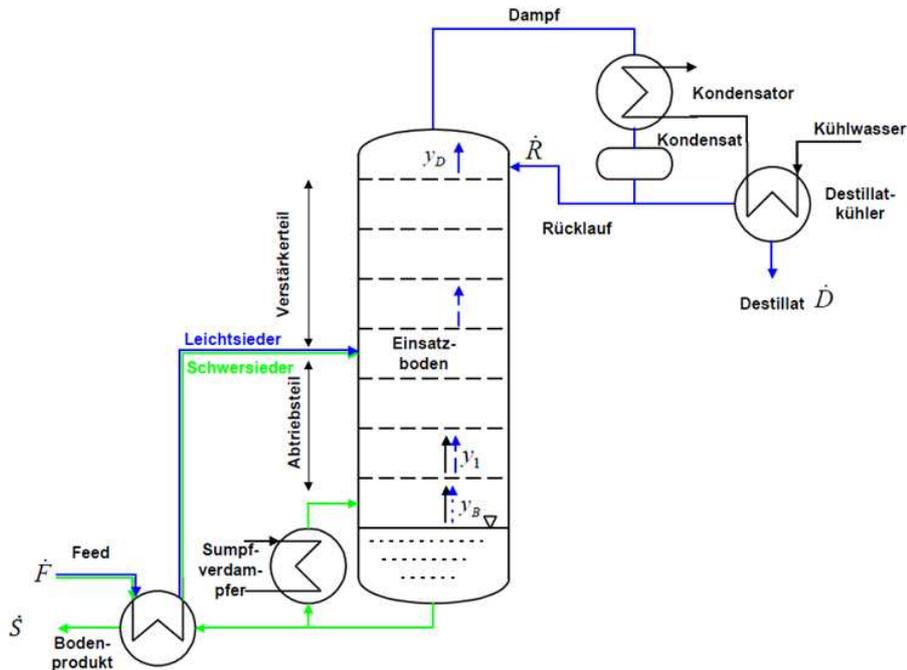


Abbildung 2-2: Kontinuierliche Rektifikationskolonne [1]

Der Zulaufstrom wird an jenem Boden aufgegeben, auf dem man sich eine Flüssigkeit mit ähnlicher Zusammensetzung erwartet. Der Kolonnen teil über dem Zulaufstrom wird Verstärkerteil, der Kolonnen teil unter dem Zulaufstrom Abtriebsteil genannt. Bedeutend ist der Umstand, dass die einem Boden als Rücklauf zuströmende Flüssigkeit und der von unten aufsteigende Dampf sich nicht im Gleichgewicht befinden.

2.1.2.1 Erforderliche Stufenanzahl

Betrachtet man Abbildung 2-3 sind vier Ströme auf dem Boden n in die Stoff- und Energiebilanzen involviert. Der aufsteigende Gasstrom \dot{V}_{n-1} und der als Rücklauf zuströmende Flüssigkeitsströme \dot{L}_{n+1} stehen miteinander nicht im Gleichgewicht. Die Aufgabe des Bodens n ist es, die austretenden Ströme \dot{V}_n und \dot{L}_n ins Gleichgewicht zu bringen. Die leichterflüchtige Komponente wird am Kopf und die schwererflüchtige Komponente im Sumpf der Kolonne angereichert.

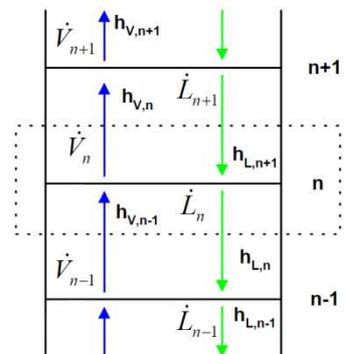


Abbildung 2-3: Bilanz auf einem Boden [1]

Um die Berechnung nach McCabe-Thiele durchführen zu können werden folgende Annahmen getroffen:

- Die molaren Verdampfungswärmen aller Komponenten sind gleich.
 $\Delta h_V = konst.$
- Vernachlässigung der Änderung der spezifischen Wärmen zwischen Kopf und Sumpf der Kolonne. Daraus folgt, dass innerhalb eines Kolonnenabschnittes ohne Energiezu- oder -abfuhr die Mengen von Dampf und Flüssigkeit konstant bleiben.
 $\dot{V} = konst.; \dot{L} = konst.$
- Vernachlässigung der Mischungswärmen.
 $\Delta h_{mix} = 0$
- Vernachlässigung der Wärmeverluste über die Kolonne.

Einschränkungen für die graphische Methode von McCabe-Thiele:

- relative Flüchtigkeiten kleiner als 1,3 oder größer als 5,0
- kleineres minimales Rücklaufverhältnis als 1,1
- mehr als 25 zu erwartende Trennstufen

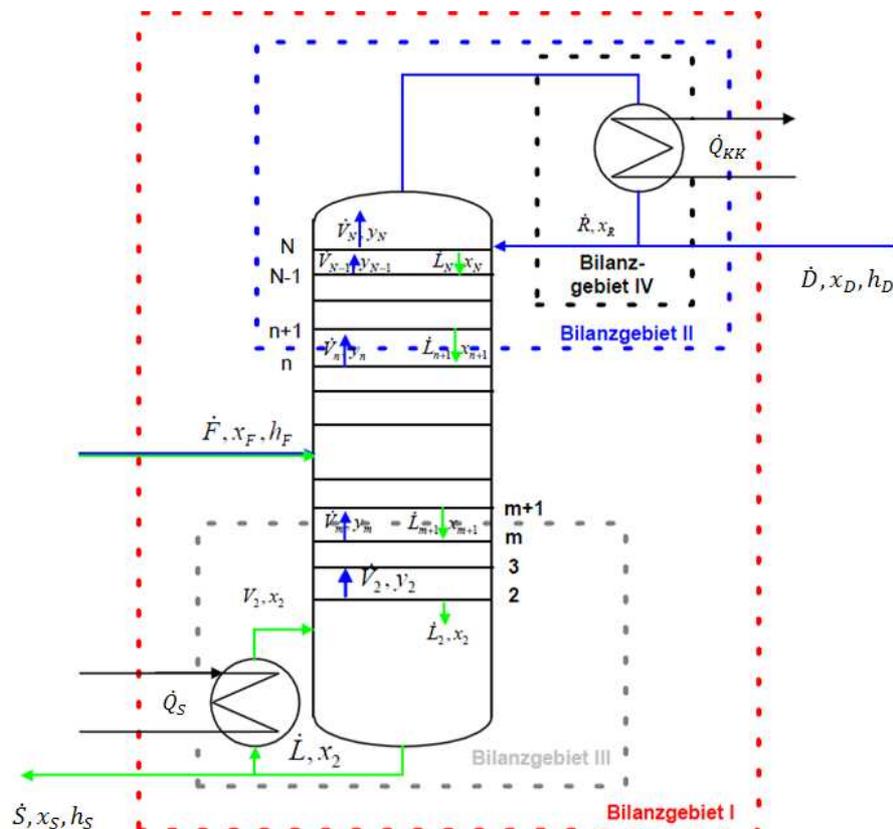


Abbildung 2-4: Bilanzbereiche der Methode nach McCabe-Thiele [1]

Für die Herleitung der Methode nach McCabe-Thiele betrachtet man die Bilanzgebiete in Abbildung 2-4.

Gesamtbilanz (Bilanzgebiet I)

$$\dot{F} = \dot{D} + \dot{S} \quad (1)$$

$$\dot{F} * x_F = \dot{D} * x_D + \dot{S} * x_S \quad (2)$$

Durch Einsetzen von (1) in (2) folgt:

$$\dot{D} = \frac{x_F - x_S}{x_D - x_S} * \dot{F} \quad (3)$$

Bilanz über die Verstärkersäule (Bilanzgebiet II)

$$\dot{V}_n = \dot{L}_{n+1} + \dot{D} \quad (4)$$

$$\dot{V}_n * y_n = \dot{L}_{n+1} * x_{n+1} + \dot{D} * x_D \quad (5)$$

$$\dot{V}_n * h_{V,n} = \dot{L}_{n+1} * h_{L,n+1} + \dot{D} * h_{L,D} + \dot{Q}_{KK} \quad (6)$$

Bilanz um den Kondensator (Bilanzgebiet IV)

$$\dot{V}_N = \dot{R} + \dot{D} \quad (7)$$

$$\dot{V}_N * h_{V,N} = \dot{R} * h_{L,R} + \dot{D} * h_{L,D} + \dot{Q}_K \quad (8)$$

Durch Umformen von (5) erhält man:

$$y_n = \frac{\dot{L}_{n+1}}{\dot{V}_n} * x_{n+1} + \frac{\dot{D}}{\dot{V}_n} * x_D \quad (9)$$

Unter Einbeziehung von $\dot{L} = konst.$ und $\dot{V} = konst.$ erhält man die Gleichung der Betriebsgeraden für die Verstärkersäule:

$$y_n = \frac{\dot{L}_{VS}}{\dot{V}_{VS}} * x_{n+1} + \frac{\dot{D}}{\dot{V}_{VS}} * x_D \quad (10)$$

Das Verhältnis $\frac{\dot{L}}{\dot{V}}$ wird als internes Rücklaufverhältnis bezeichnet und gibt die Steigung der

Betriebsgeraden an. Durch Einführung des externen Rücklaufverhältnisses $r = \frac{\dot{R}}{\dot{D}}$ erhält man die Betriebsgerade für die Verstärkersäule in folgender Form:

$$y_n = \frac{r}{r+1} * x_{n+1} + \frac{1}{r+1} * x_D \quad (11)$$

Bilanz über die Abtriebssäule (Bilanzgebiet III)

$$\dot{L}_{m+1} = \dot{S} + \dot{V}_m \quad (12)$$

$$\dot{L}_{m+1} * x_{n+1} = \dot{S} * x_S + \dot{V}_m * y_m \quad (13)$$

Durch Umformen von (13) ergibt sich:

$$y_m = \frac{\dot{L}_{m+1}}{\dot{V}_m} * x_{m+1} - \frac{\dot{S}}{\dot{V}_m} * x_S \quad (14)$$

Für die Abtriebssäule muss der thermische Zustand des Einsatzstromes berücksichtigt werden. Für unsere Berechnung wird der Einsatz flüssig bei Siedetemperatur ($q=1$) zugegeben.

Bei $q=1$ und mit den Vereinfachungen ergibt sich:

$$\dot{V}_{VS} = \dot{V}_{AS} \quad (15)$$

$$\dot{L}_{AS} = \dot{L}_{VS} + \dot{F} \quad (16)$$

Die Gleichung der Betriebslinie für die Abtriebssäule lautet daher:

$$y_m = \frac{\dot{L}_{AS}}{\dot{V}_{AS}} * x_{m+1} - \frac{\dot{S}}{\dot{V}_{AS}} * x_S \quad (17)$$

2.1.2.2 Der Einfluss des thermischen Zustandes

Die internen Dampf- und Flüssigkeitsmengen in einer Kolonne werden wesentlich vom thermischen Zustand des Einsatzes bestimmt. Die Größe q definiert den Zustand des Einsatzes und ist definiert als:

$$q = \frac{h_V - h_L}{\Delta h_V} \quad (18)$$

Der Einsatz kann zugeführt werden als:

- Unterkühlte Flüssigkeit ($q > 1$)
- Flüssigkeit am Siedepunkt ($q = 1$)
- Dampf- Flüssigkeits-Gemisch ($0 < q < 1$)
- Gesättigter Dampf ($q = 0$)
- Überhitzter Dampf ($q < 0$)

Durch Bilanzierung über den Einsatzboden folgt die Gleichung der q-Linie:

$$y_q = \frac{q}{q-1} * x_q - \frac{x_F}{q-1} \quad (19)$$

Wenn man für $x_q = x_F$ einsetzt folgt $y_q = x_F$. Demnach liegt der Schnittpunkt der Betriebsgeraden auf einer Geraden mit der Steigung $\frac{q}{q-1}$ und dem Fixpunkt mit den Koordinaten $x_F = y_F$.

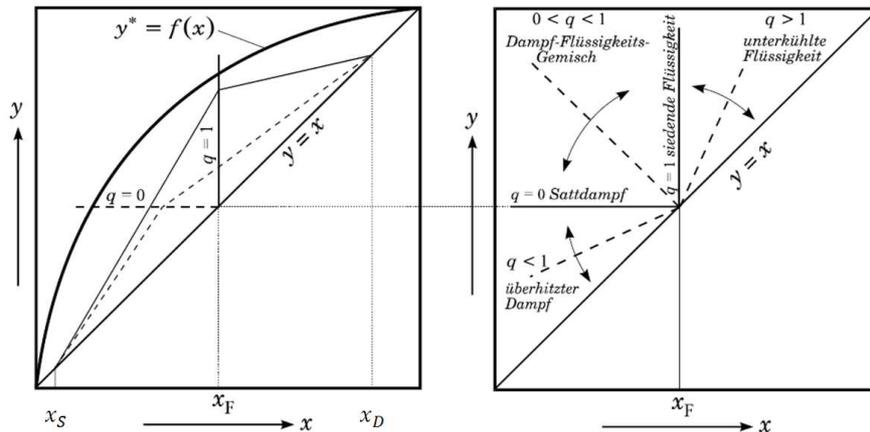


Abbildung 2-5: q-Linie im Gleichgewichtsdiagramm [2]

2.1.2.3 Der totale Rücklauf

Totaler Rücklauf heißt, dass kein Kopfprodukt abgezogen wird ($\dot{D} = 0$). Das gesamte Kondensat wird als Rücklauf der Kolonne zugeführt. Es bildet sich nur eine Betriebsgerade aus ($y = x$). Für vorgegebene Werte von x_D und x_B erreicht man die minimale Stufenzahl bzw. bei vorgegebener Stufenanzahl die maximale Trennleistung, d.h. mit totalem Rücklauf kann die maximale Trennleistung einer Kolonne bestimmt werden.

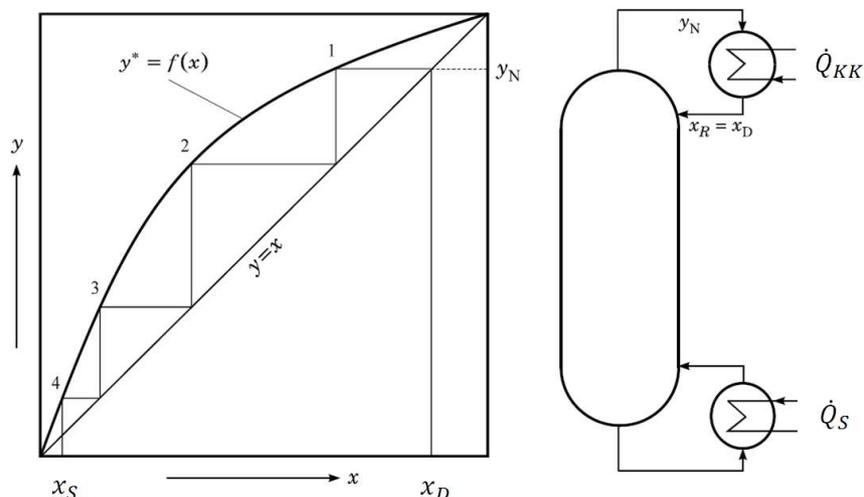


Abbildung 2-6: Kolonne bei totalem Rücklauf und ohne Einsatz [2]

2.1.2.4 Der minimale Rücklauf

Der minimale Rücklauf r_{\min} tritt auf, wenn sich die Gleichgewichtskurve mit der Betriebsgeraden schneidet. Man erreicht eine unendlich große Anzahl von Trennstufen.

$$r_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} \quad (20)$$

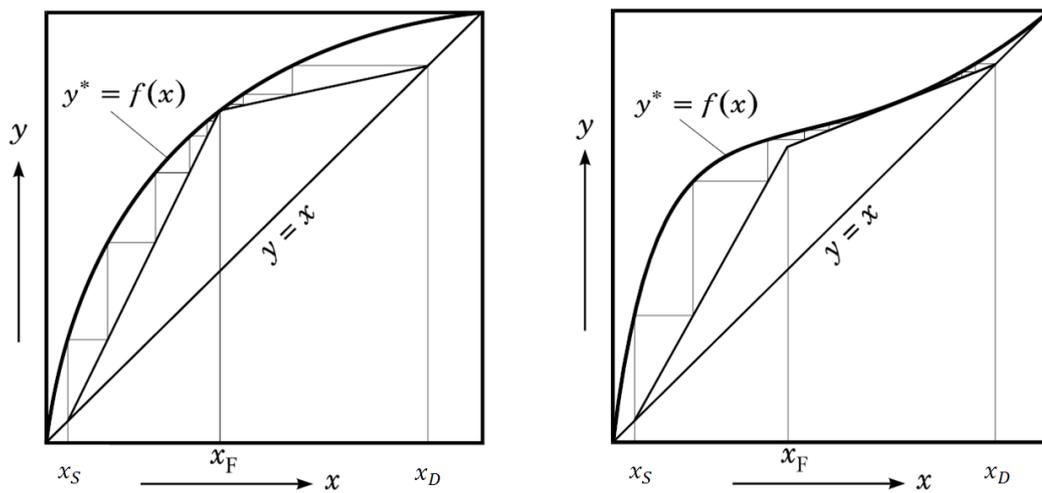


Abbildung 2-7: Minimaler Rücklauf bei idealem und realem Phasengleichgewicht [2]

2.1.3 Stoffsystem Ethanol/Wasser

Die Versuche wurden mit dem Stoffsystem Ethanol/Wasser bei Atmosphärendruck durchgeführt. Die nachfolgenden Diagramme wurden mit der Simulationssoftware „Aspen+“ erstellt.

Als Berechnungsgrundlage wurde das Non-Random-Two-Liquid-Modell (NRTL-Modell) gewählt um den Aktivitätskoeffizienten γ hinreichend gut zu beschreiben.

Das Stoffgemisch Ethanol/Wasser hat bei 89,4 [Mol%] (95,6 [Gew%]) und einer Temperatur von 78,15 [°C] bei einem Atmosphärendruck von 1,0133 [bar] ein Tiefsiedeazeotrop. Beim Azeotrop siedet ein Stoffgemisch wie ein Reinstoff, d.h. zwischen Siedelinie und Taulinie befindet sich kein Zweiphasengebiet, die Linien fallen zusammen. Der aufsteigende Dampf hat in diesem Punkt die gleiche Zusammensetzung wie die siedende Flüssigkeit, ein weiteres destillatives Auftrennen ist somit nicht mehr möglich.

Bei diesem Stoffgemisch beobachtet man im azeotropen Punkt im T-xy-Diagramm ein Siedepunktminimum und im P-xy-Diagramm ein Dampfdruckmaximum. Im McCabe-Thiele-Diagramm schneidet die Gleichgewichtslinie die 45 Grad Linie ($x=y$) im azeotropen Punkt.

2.1.3.1 T-xy-Diagramm

Das T-xy-Diagramm wird bei einem Atmosphärendruck von 1,0133 [bar] ausgewertet.

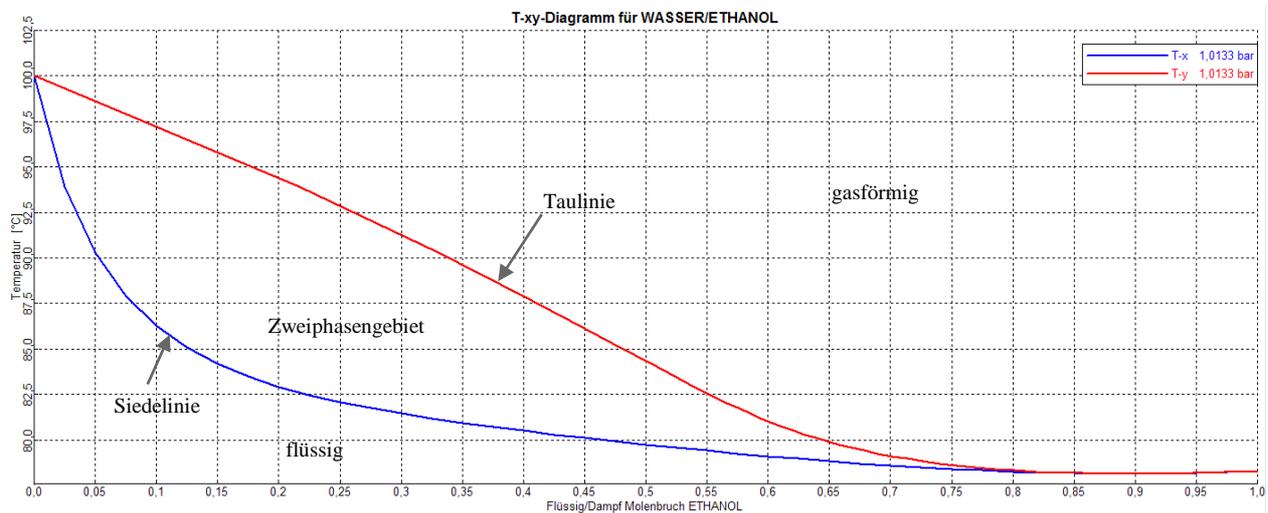


Abbildung 2-8: T-xy-Diagramm für Ethanol/Wasser bei 1,033 [bar]

2.1.3.2 P-xy-Diagramm

Das P-xy-Diagramm wird bei einer Temperatur von 25 [°C] ausgewertet.

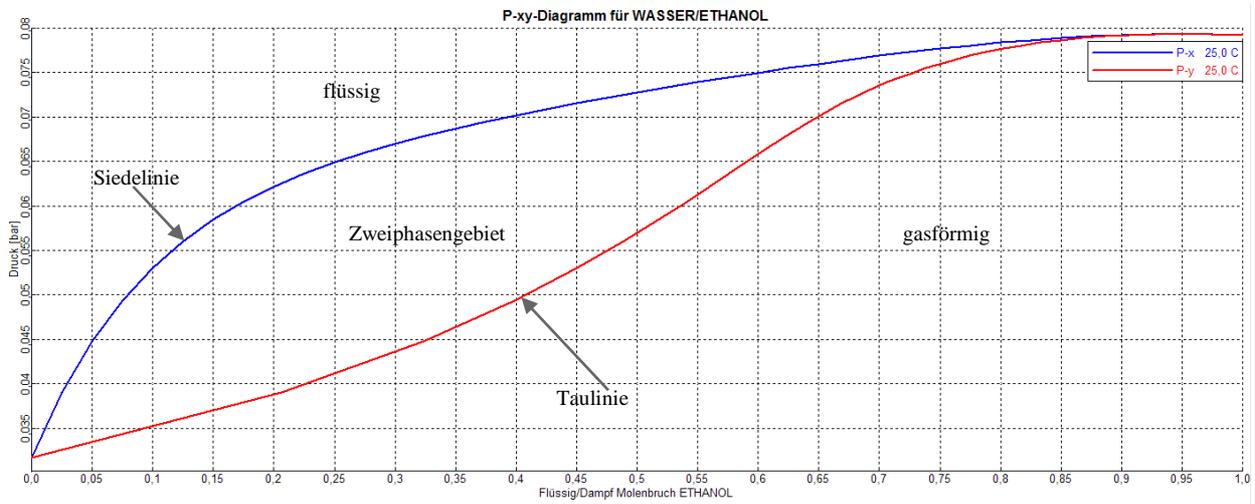


Abbildung 2-9: P-xy-Diagramm für Ethanol/Wasser bei 25 [°C]

2.1.3.3 xy-Diagramm; McCabe-Thiele-Diagramm

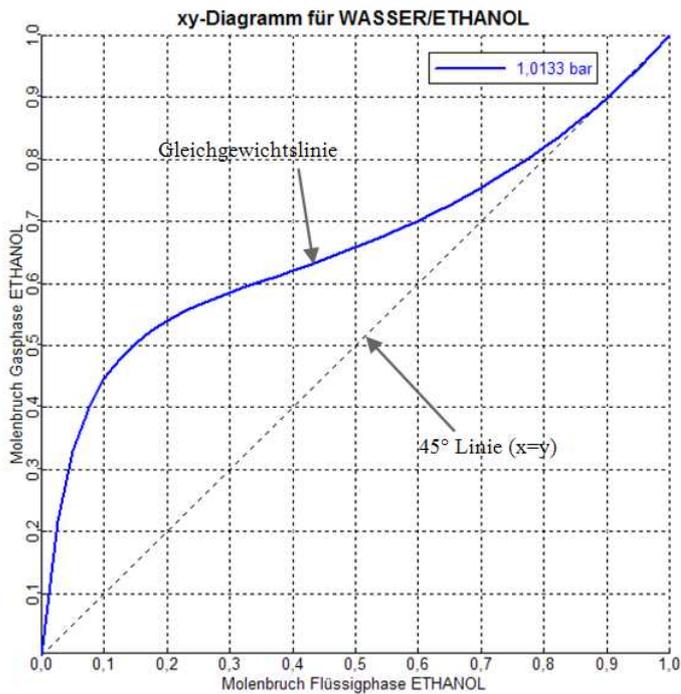


Abbildung 2-10: McCabe-Thiele-Diagramm für Ethanol/Wasser bei 1,033 [bar]

2.1.4 HTU-NTU-Konzept ^[3]

Das Stoffaustauschkonzept, in der Anwendungsform als HTU-NTU-Konzept, wird zur Berechnung der Höhe von Austauschapparaten mit kontinuierlichem Phasenkontakt angewendet. Die Massenbilanz um einen differentiellen Höhenabschnitt des Austauschapparates bildet die Grundlage des HTU-NTU-Konzeptes.

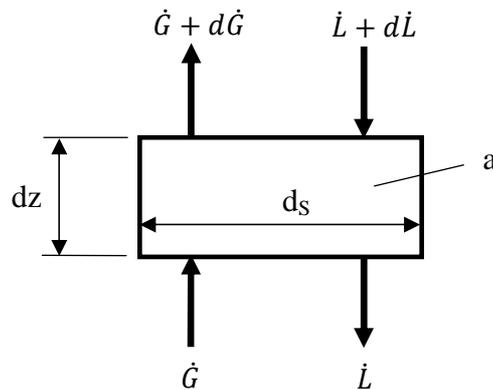


Abbildung 2-11: Differentieller Kolonnenabschnitt

Gesamtstoffbilanz:

$$\dot{G} + \dot{L} + d\dot{L} = \dot{L} + \dot{G} + d\dot{G} \quad (21)$$

$$d\dot{G} = d\dot{L} \text{ (bei stationärem Zustand)} \quad (22)$$

Komponentenstoffbilanz:

$$\dot{G} * y_i + (\dot{L} + d\dot{L}) * (x_i + dx_i) = \dot{L} * x_i + (\dot{G} + d\dot{G}) * (y_i + dy_i) \quad (23)$$

Wenn man zwei differentielle Anteile multipliziert, ist das Produkt $d\dot{G} * dy$ bzw. $d\dot{L} * dx$ vernachlässigbar klein.

Daraus folgt:

$$\dot{L} * dx_i + x_i * d\dot{L}_i = \dot{G} * dy_i + y_i * d\dot{G}_i \quad (24)$$

Die Produktregel ergibt:

$$d(\dot{G} * y_i) = d(\dot{L} * x_i) = d\dot{n}_i \quad (25)$$

Die grundsätzliche Stofftransportgleichung lautet:

$$\dot{n} = k * A * \Delta c \quad (26)$$

mit k als Stoffdurchgangskoeffizienten ([m/s]), A als Austauschfläche ([m²]), Δc als Konzentrationsdifferenz ([mol/m³]) und \dot{n} als übergehenden Stoffstrom ([mol/s]).

Austauschfläche des differentiellen Höhenabschnittes:

$$dA = a * S * dz \quad (27)$$

Mit:

$$S = \frac{d_s^2 * \pi}{4} \quad (28)$$

In einem differentiellen Höhenelement dz gilt für den ausgetauschten Mengenstrom der Komponente i die Mengenbilanz:

$$d\dot{n}_i = k * (c_i - c_i^*) * a * S * dz \quad (29)$$

Betrachtet man den Stoffdurchgang von der Gasseite mit näherungsweise konstantem Mengenstrom \dot{G} gilt:

$$\dot{G} * dy_i = k * (c_i - c_i^*) * a * S * dz \quad (30)$$

Um die Konzentrationsangaben in Molenbrüche angeben zu können verwendet man das ideale Gasgesetz:

$$c = \frac{n}{V} = \frac{p}{R * T} \quad (31)$$

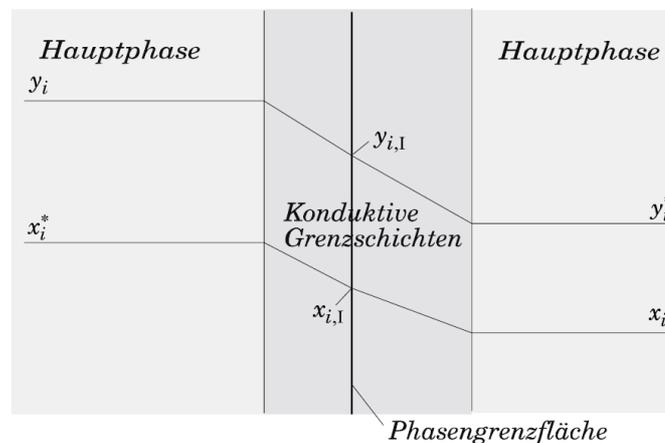


Abbildung 2-12: Prinzipbild zum Stoffdurch- bzw. Stoffübergang nach dem Modell der Zweifilmtheorie [4]

Daraus folgt:

$$dz = \frac{\dot{G}}{k_g * a * S * \frac{p}{R * T}} * \frac{dy_i}{y_i - y_i^*} \quad (32)$$

Durch Integration von Ein- bis Austritt erhält man:

$$\underbrace{\int_0^H dz}_{H} = \underbrace{\frac{\dot{G}}{k_g \cdot a \cdot S \cdot \frac{p}{R \cdot T}}}_{HTU} * \underbrace{\int_{y_{i,e}}^{y_{i,a}} \frac{dy_i}{y_i - y_i^*}}_{NTU} \quad (33)$$

$$H = HTU * NTU \quad (34)$$

H: Kolonnen bzw- Apparatehöhe

HTU: Höhe einer Übertragungseinheit (height of transfer unit)

NTU: Anzahl der Übertragungseinheiten (number of transfer units)

In den Auswertung wird der HTU_{og} und der NTU_{og} berechnet. Das bedeutet, dass man mit dem Stoffdurchgangskoeffizienten k_g das gesamte Konzentrationsgefälle $(y_i - y_i^*)$ bezogen auf die Gasseite betrachtet (Index „og“ = overall, gaseous).

2.1.4.1 Graphische Ermittlung der Zahl der Übertragungseinheiten (NTU)

Wie Abbildung 2-13 zeigt, erfolgt die graphische Bestimmung von $NTU_{o,g}$. Auf der Abszisse sind die Grenzen $(y_{i,e}, y_{i,a})$, auf der Ordinate der Term $\frac{1}{y_i^* - y_i}$ aufgetragen. Die Fläche unter der Kurve ergibt den NTU-Wert.

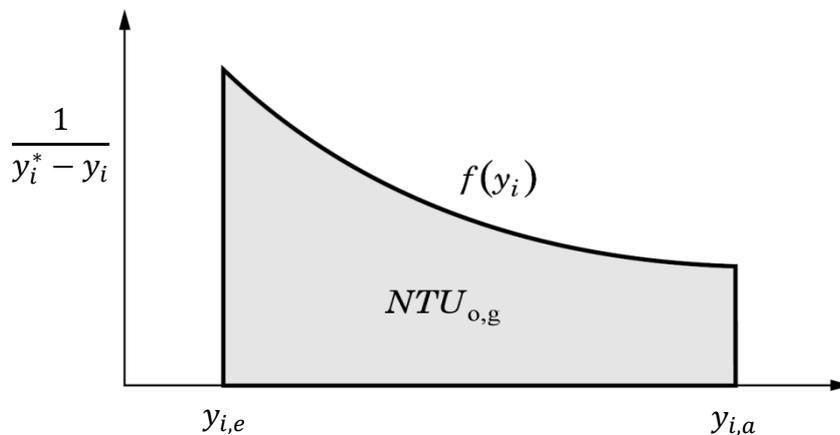


Abbildung 2-13: Graphische Ermittlung der Anzahl der Übertragungseinheiten [4]

2.1.5 HETP-Konzept ^[4]

Der HETP-Wert ist die äquivalente Höhe einer Füllkörperschicht, die einem theoretischen Boden entspricht.

HETP: „Height Equivalent of one Theoretical Plate“

$$H = N_{th} * HETP \quad (35)$$

Der HETP-Wert ist abhängig von:

- Konstruktionsvariablen (Durchmesser, Füllkörper)
- Betriebsvariablen (\dot{L} , \dot{G})
- Stoffwerten

Der Nachteil liegt darin, dass der HETP-Wert für jeden einzelnen Fall neu bestimmt werden muss.

3 Beschreibung der Versuchsanlage ^[5]

3.1 Das Gerüst

Die Kolonne ist in einem Gerüst mit 1,5 Zoll VA Stahlrohren befestigt. Um eine spannungsfreie Führung der Kolonne zu gewährleisten, dienen die Lospunkt-Kolonnenhalter der Firma *QVF*. Die Höhe der gesamten Versuchsanlage beträgt in etwa 7,5 Meter.



Abbildung 3-1: Gerüst mit Kolonne

3.2 Die Kolonne

Die kontinuierliche Rektifikationskolonne besteht aus neun wärmeisolierten innen silberspiegelten Kolonnenschüssen mit dem Nenndurchmesser DN50 der Firma *Normag*. Die Silberspiegelung dient zur Minimierung der Wärmeverluste. Um weitere Wärmeverluste zu minimieren sind die Schüsse als Doppelrohr ausgeführt. Zwischen Innen- und Außenrohr dient Vakuum zur Isolation. Diese Isolationsmaßnahmen ermöglichen die Durchführung nahezu adiabater Prozesse.

Um die unterschiedliche Wärmeausdehnung zwischen Innen- und Außenrohr auszugleichen sind die Doppelmäntel mit einem Dehnungsbalg ausgestattet.



Abbildung 3-2: Kolonnenschuss mit Dehnungsbalg

In den Schüssen eins, drei, fünf und sieben beginnend vom Sumpfvverdampfer befinden sich die strukturierten Gewebepackungen der Firma *Sulzer*. Die Höhe dieser Schüsse beträgt 600 [mm], die drei Gewebepackungen darin haben eine Höhe von 3 mal 170 [mm] (510 [mm]). Die aktive Höhe der Kolonne beträgt demnach 2040 [mm].

Die Schüsse zwei, vier und sechs sind Lehrrohre, der Querschnitt ist frei. In diesen Schüssen sind Pt-100 Temperaturfühler eingebracht. Um die Temperaturmessung des aufsteigenden Dampfes nicht zu verfälschen, wird der flüssige Rücklauf mittels eines Teflonbypasses am Pt-100 Temperaturfühler vorbeigeführt.

In den Schüssen acht und neun, mit einer Länge von 210 bzw. 300 [mm], ist jeweils ein Pt-100 Temperaturfühler montiert. Diese Messstellen (T_5 , T_6) dienen zur Ermittlung der Rücklauftemperatur.

Um die Vorgänge in der Kolonne beobachten zu können dient ein Sichtstreifen in der Verspiegelung.



Abbildung 3-3: Teflonbypass mit Temperaturmessstelle

3.3 Die Kolonnenpackungen

Die strukturierten Gewebepackungen der Firma *Sulzer* ermöglichen den kontinuierlichen Phasenkontakt der Flüssig- und Dampfphase. Die *Laborpack DX* besteht aus rostfreiem CrNiMo-Stahl 1.4401. Die Vorteile dieser strukturierten Packung gegenüber regellosen Schüttungen wie z.B. Raschigringen sind die höhere Austauschfläche, demnach die bessere Trennleistung und der geringere Druckverlust. Eine Packung hat eine Höhe von 170 [mm]. Der Neigungswinkel der Strömungskanäle in der Packungsschicht beträgt 30 Grad.



Abbildung 3-4: strukturierte Gewebepackung

3.4 Der Kolonnenkopf

Diese Kolonne hat einen Dampfteiler zur Teilung des aufsteigenden Dampfstromes. Durch die großen Arbeitsvolumen sind die Fehler der Teilung viel geringer als bei einem Flüssigkeitsteiler. Der Dampfteiler wird mit einem Elektromagneten angesteuert, den man mit einem Relais über das in „LabView“ geschriebene Programm beliebig schalten kann.

Der Kopfkondensator ist um 10 Grad geneigt und besteht aus einem 500 [mm] langen Doppelmantelrohr, in dem zwei Kühlschlangen konzentrisch angeordnet sind. Des Weiteren wurden noch zwei Temperaturmessstellen (T_9 , T_{10}) und ein Durchflussmesser eingebaut um die nötige Kondensationswärme bestimmen zu können. Im Betrieb muss man beachten, dass am Kopf der Kolonne der Entlüfter offen ist, damit sich kein Überdruck in der Kolonne bilden kann.

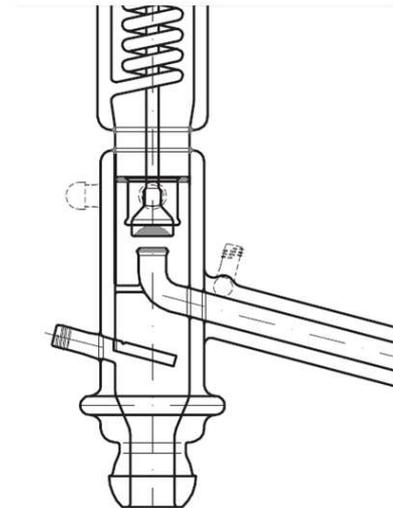


Abbildung 3-5: schematischer Dampfteiler [6]

3.4.1 Kopfproduktkühlung

Das dampfförmige Destillat wird vorerst durch den gewinkelten Liebigkühler (WT6) kondensiert. Falls dieser Liebigkühler eine zu geringe Kühlleistung bei großen Dampfbelastungen aufweist um den ganzen Destillatstrom zu kondensieren, ist ein zusätzlicher Intensivkühler (WT7) montiert, der verhindert, dass der Produktstrom dampfförmig über die aus sicherheitstechnischen Gründen geöffnete Entlüftung entweichen kann. Nach dem Liebig-Kühler und dem Intensivkühler ist ein weiterer Pt-100 Temperaturfühler (T_7) montiert, mit dem die Kühlleistung der beiden Wärmetauscher kontrolliert werden kann. Ist diese Destillattemperatur zu hoch, muss der Kühlwasserdurchfluss der Wärmetauscher erhöht werden. Der flüssige Destillatstrom gelangt nun in ein Hosenstück, das den Produktstrom aufteilt. Ein Teil des Produktstromes gelangt über einen weiteren kleinen Liebig-Kühler in die Dichtemesszelle 2 (Z2), der andere Teil gelangt direkt über den Produktkühler (WT10) in ein zehn Liter Glasgefäß, das als Produktbehälter dient.

Die Dichtemesszelle wird gekühlt und ist auf 20 [°C] kalibriert, d.h. die Zelle zeigt über die in „LabView“ programmierte Onlinedichtemessung die genaue Konzentration an, wenn die Zelle auf 20 [°C] temperiert ist. Bei Destillatmengen bis max. 20 [ml/min] passiert der gesamte Destillatstrom die Zelle. Die Rohrleitungen sind mit DN15 Glasbauteilen der Firma *QVF* ausgeführt.

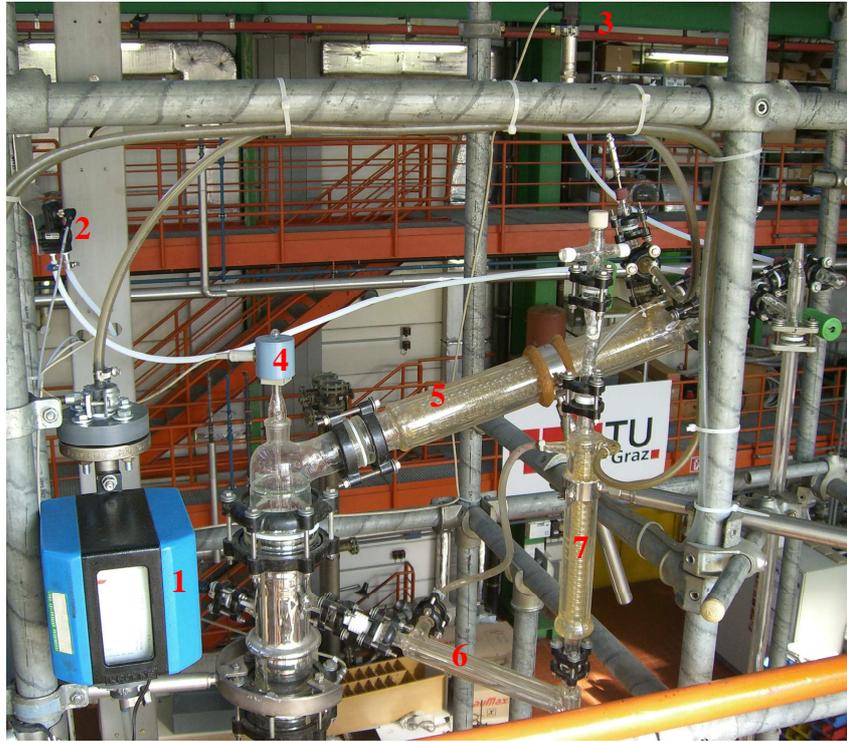


Abbildung 3-6: 1. Durchflussmessung
2. Differenzdruckmessung
3. Absolutdruckmessung
4. Elektromagnet für Rücklaufteiler
5. Kopfkondensator
6. Liebig-Kühler für Destillat (WT6)
7. Intensivkühler für Destillat (WT7)

3.5 Der Kolonnensumpf

Der Sumpfverdampfer ist ein „Kettle-Reboiler“. Er ist mit zwei horizontalen aus Edelstahl bestehenden Rohrwendeln mit je einer Länge von 320 [mm] ausgestattet. Der nötige Energieeintrag erfolgt über das Temperiergerät *LTH 303 S* der Firma *Lauda*. Thermalöl wird durch die Heizelemente, die als Rohrwendel ausgestattet sind, gepumpt, und sorgt so für die nötige Wärmeübertragung.

Der gesamte Sumpfverdampfer hat ein Volumen von ca. 4,5 Liter, bis zum Überlauf ca. ein Volumen von zwei Liter. Die Sumpftemperatur wird über einen Pt-100 Temperaturfühler (T_1) gemessen, der über einen DN15-Anschluss im Kolonnensumpf eingebaut ist. Des Weiteren ist noch eine Minimum- und Maximumniveaumessung über einen DN25-Anschluss installiert. Im Sumpfverdampfer befindet sich ein Überlaufrohr, das ein konstantes Sumpfniveau sicherstellt.

3.5.1 Sumpfproduktkühlung

Ein Siphon im Sumpf gewährleistet, dass das Flüssigkeitsniveau im Überlaufrohr nicht unter den Sumpfspiegel sinkt. Wenn dies der Fall wäre, könnte ein Teil des Dampfes, der sich über der siedenden Flüssigkeit befindet, abgezogen werden. Anschließend passiert der Stoffstrom einen um 45 Grad geneigten Intensivkühler (WT3). Wie im Kopf der Kolonne kommt es zur Aufteilung des Stoffstromes. Ein Teil fließt über einen kleinen Liebig-Kühler in die Dichtemesszelle 1 (Z1), der andere Teil gelangt über einen weiteren Sumpfproduktkühler (WT4) in ein zehn Liter Glasgefäß. Die Rohrleitungen im Sumpf sind ebenfalls mit DN15 Glasbauteilen der Firma *QVF* ausgeführt.

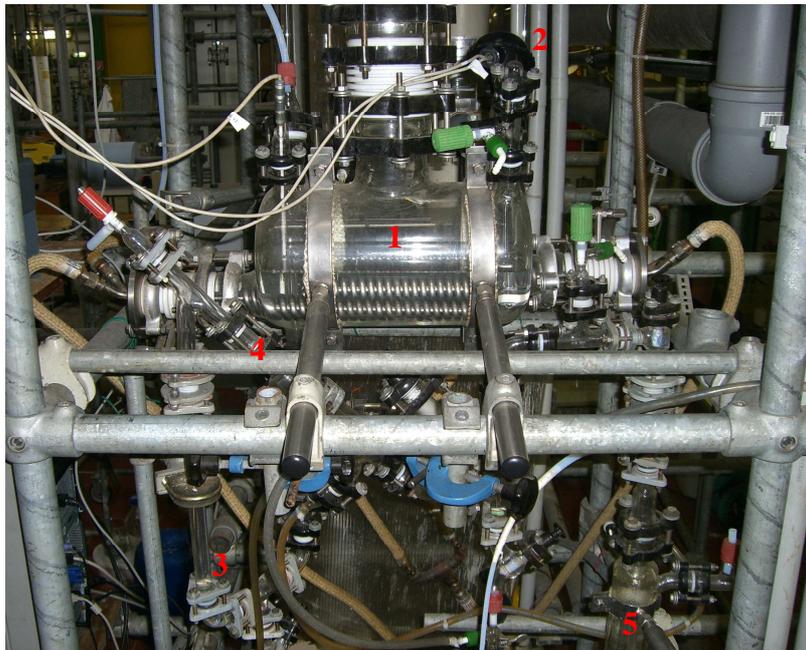


Abbildung 3-7: 1. Kolonnensumpf mit Rohrwendelwärmetauscher

2. Niveaumessung

3. Siphon

4. Intensivkühler im Sumpf (WT3)

5. Liebig-Kühler im Sumpf (WT4)

3.6 Der Einsatzstrom

Der Einsatzstrom hat einen Ethanolanteil von 4,6 [Mol%] (11,0 [Gew%]). Der Vorlagebehälter ist ein Glaszylinder mit einem Volumen von zehn Litern. Durch eine Membranpumpe der Firma *ProMinent* wird der „Feed“ vom Vorlagebehälter in den Einsatzerhitzer gepumpt, wo er auf die Siedetemperatur des binären Gemisches gebracht wird. Die Kontrolle der Temperatur erfolgt über einen Pt-100 Temperaturfühler (T_8), der dem Einsatzerhitzer direkt nachgeschaltet ist. Im Einsatzerhitzer befindet sich ein senkrecht angeordneter Rohrwendelwärmetauscher. Für den nötigen Energieeintrag sorgt der Thermostat *CS 6-D* der Firma *Lauda*, welcher mit Thermalöl betrieben wird. Das Einsatzgemisch wird im vierten Schuss der Kolonne eingebracht.



Abbildung 3-8: Feedvorwärmer

3.7 Das Prozessleitsystem

Das Einlesen sämtlicher Temperaturen, Drücke, Durchflüsse, Niveaus und das Schalten des Rücklaufteilers erfolgt über ein Prozessleitsystem, das in der graphischen Programmiersprache „LabView“ erstellt wurde. Über Steckmodule der Firma *National Instruments* werden die Messsignale aufgenommen und über „LabView“ ausgewertet.

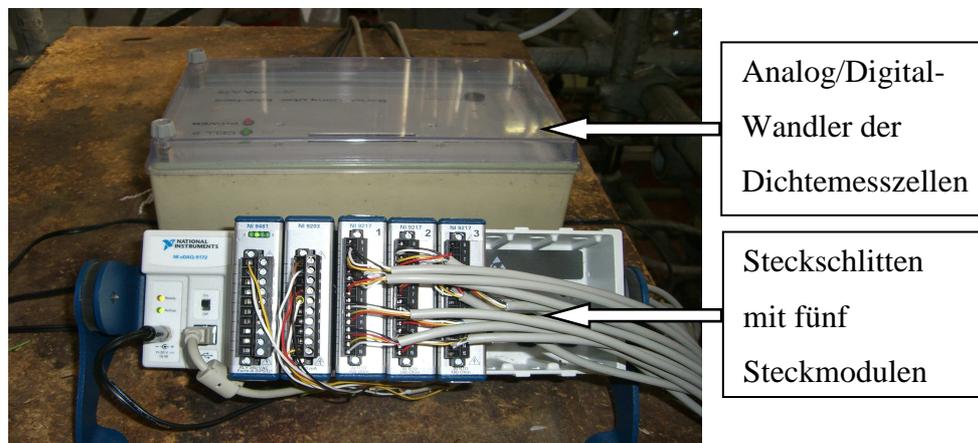


Abbildung 3-9: Module des Prozessleitsystems und A/D Wandler der Dichtemesszellen

Das erste Modul „NI 9481“ von links in Abbildung 3-9 ist ein Relais und steuert den Rücklaufteiler. Im zweiten Modul „NI 9203“ werden Messsignale bis 20 [mA] aufgenommen. In diesem Modul werden der Absolutdruck (P1), der Differenzdruck über die Kolonne (P2), der Durchfluss im Kopfkondensator und die Minimum- und Maximumniveauanzeige im Sumpfverdampfer eingelesen. In den Modulen drei, vier und fünf von links werden die Pt-100 Temperaturfühler über Widerstandsänderung mittels Vierleitertechnik eingelesen.

3.7.1 Die Konzentrationsmessung

Die Konzentrationsmessung des Sumpfproduktes und des Destillates erfolgt über zwei Dichtemesszellen der Firma Paar. Das Messsignal kommt über den Analog/Digital-Wandler (Abbildung 3-9) über eine serielle Schnittstelle (RS232) am Messrechner an.

Das von der Dichtemesszelle kommende analoge Messsignal ist die Schwingungsdauer oder Frequenz. Das Messprinzip der Dichtemessung beruht auf einem sogenannten Biegeschwinger. Die beiden Dichtemesszellen wurden mit Methanol, Wasser und Glycerin, siehe Abbildung 3-11 und Abbildung 3-12, bei einer Temperatur von 20°C kalibriert.



Abbildung 3-10: Dichtemesszelle 1 im Sumpf

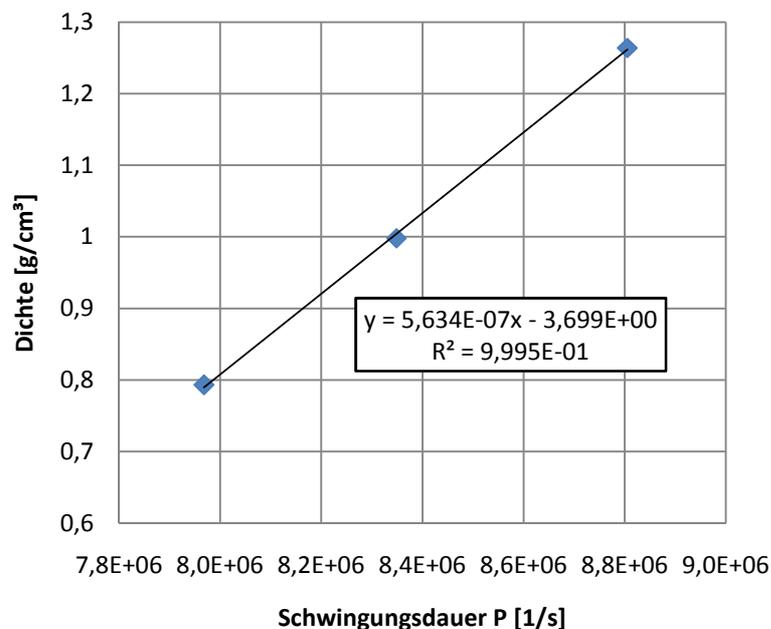


Abbildung 3-11: Kalibrierung der Dichtemesszelle 1

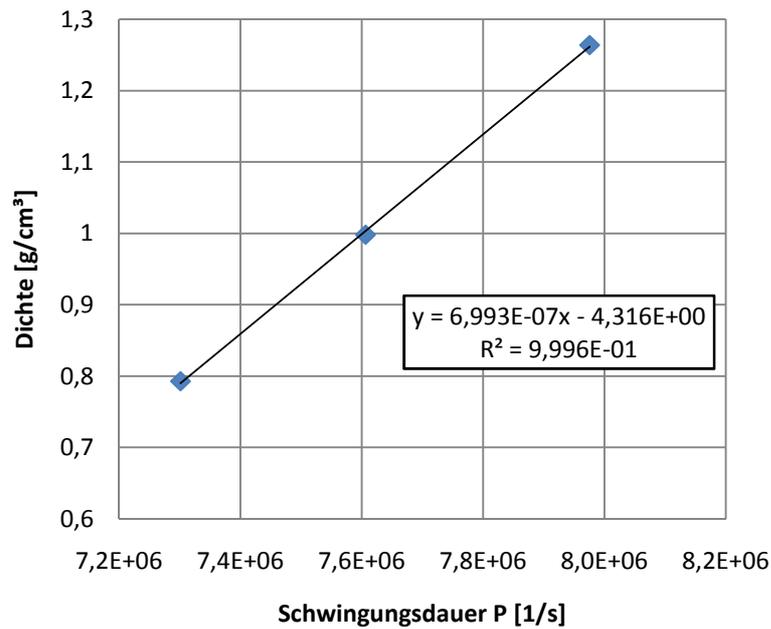


Abbildung 3-12: Kalibrierung der Dichtemesszelle 2

3.7.2 Die Durchflussmessung

Durch Auslitern wurde die Durchflussmessung am Kopfkondensator neu kalibriert.

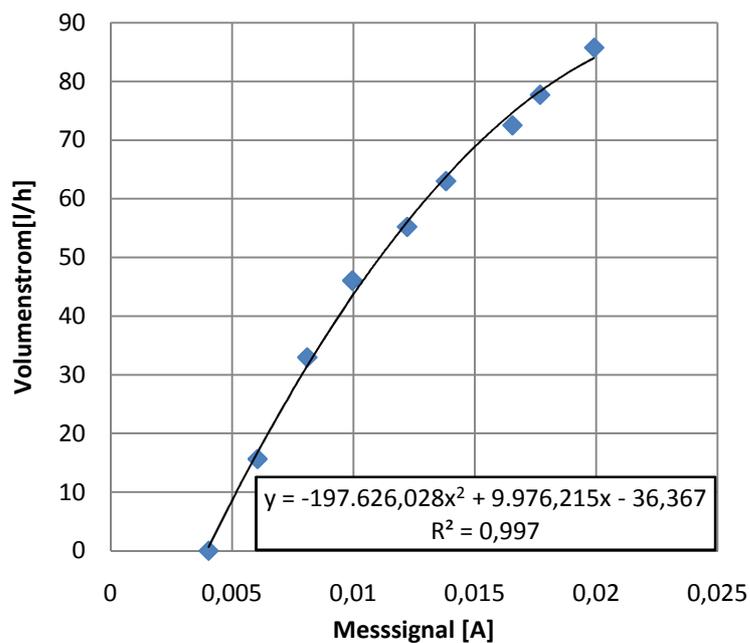


Abbildung 3-13: Kalibrierung des Durchflussmessers

3.7.3 Steuerung der Anlage im graphischen Programmierprogramm „LabView“

Die Abbildung 3-14 stellt das „Frontpanel“, die sogenannte Bedienoberfläche in „LabView“ dar. Bevor man das Programm startet, muss man links oben in Abbildung 3-14 den Dateipfad zur Speicherung der Messwerte angeben, rechts oben bestimmt man die Messzeit, also in welchen Abständen die Aufnahme der Messwerte erfolgt. Bei den nachfolgenden Versuchen wurde immer eine Messzeit von 30 Sekunden gewählt.

Das Frontpanel in Abbildung 3-14 ist in drei Teilbereiche gegliedert, die Niveauanzeige, den Rücklaufteiler und die Kontrolle der Sumpftemperatur. Sind bei der Niveauanzeige beide Lampen grün, so ist der Flüssigkeitsspiegel im Sumpf im zulässigen Bereich.

Im mittleren Teilbereich wird das externe Rücklaufverhältnis bestimmt, indem man die Destillatzeit und die Rücklaufzeit vorgibt. Bei der Sumpftemperatur wird die Ober- und Untergrenze kontrolliert. Wird die eingestellte Ober- bzw. Untergrenze über- bzw. unterschritten leuchten die dazugehörigen Lampen rot. Die Kontrolle der Temperaturobergrenze hat den sicherheitstechnischen Sinn, eine unzulässig hohe Temperatur zu vermeiden. Mit der Kontrolle der Temperaturuntergrenze überwacht man die Produktqualität, d.h. wenn diese Untergrenze unterschritten wird, kann man darauf schließen, dass das Sumpfprodukt zu unrein bzw. der Energieeintrag des Sumpfverdampfers zu gering ist, um die Kopfproduktqualität gewährleisten zu können.

In Abbildung 3-15 ist das Anlagenschema dargestellt. Es können der Absolut- und Differenzdruck, der Temperaturverlauf über die Kolonne sowie alle anderen Temperaturen, der Durchsatz im Kopfkondensator und die Konzentrationen im Sumpf und im Destillat beobachtet werden.

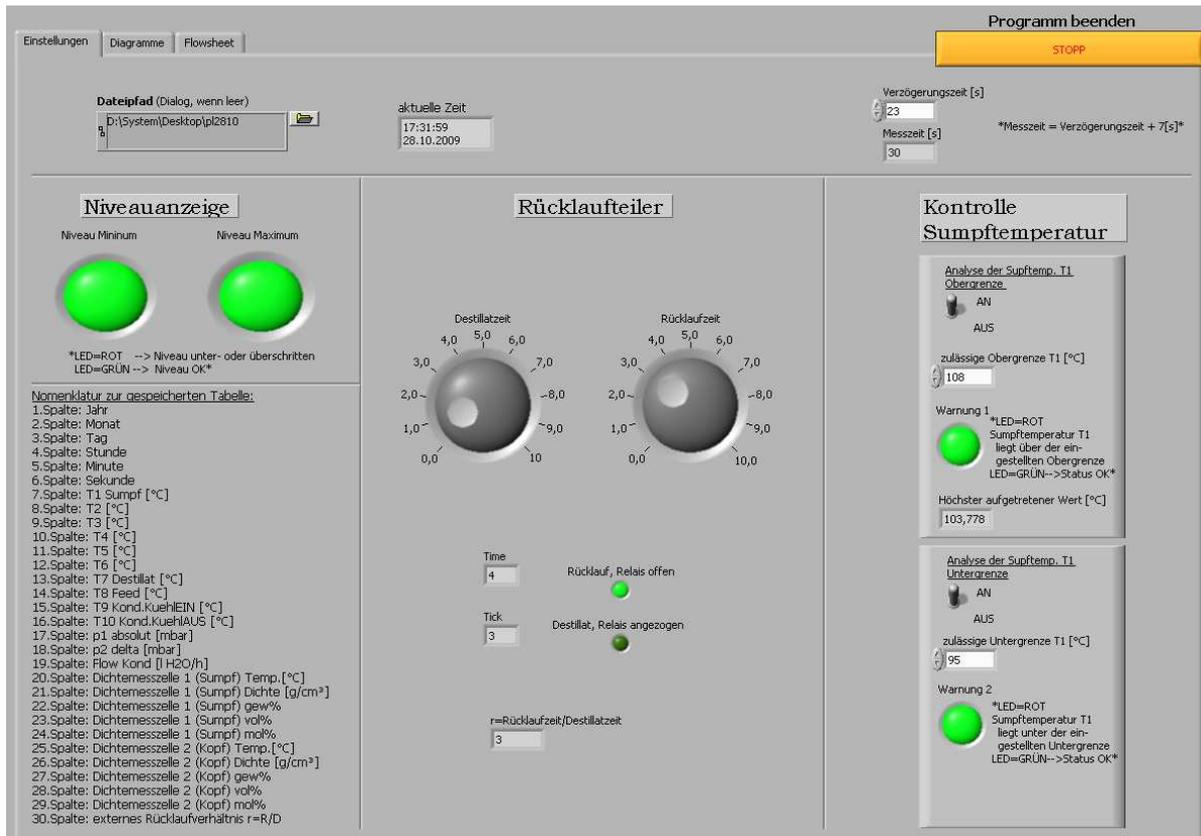


Abbildung 3-14: Frontpanel

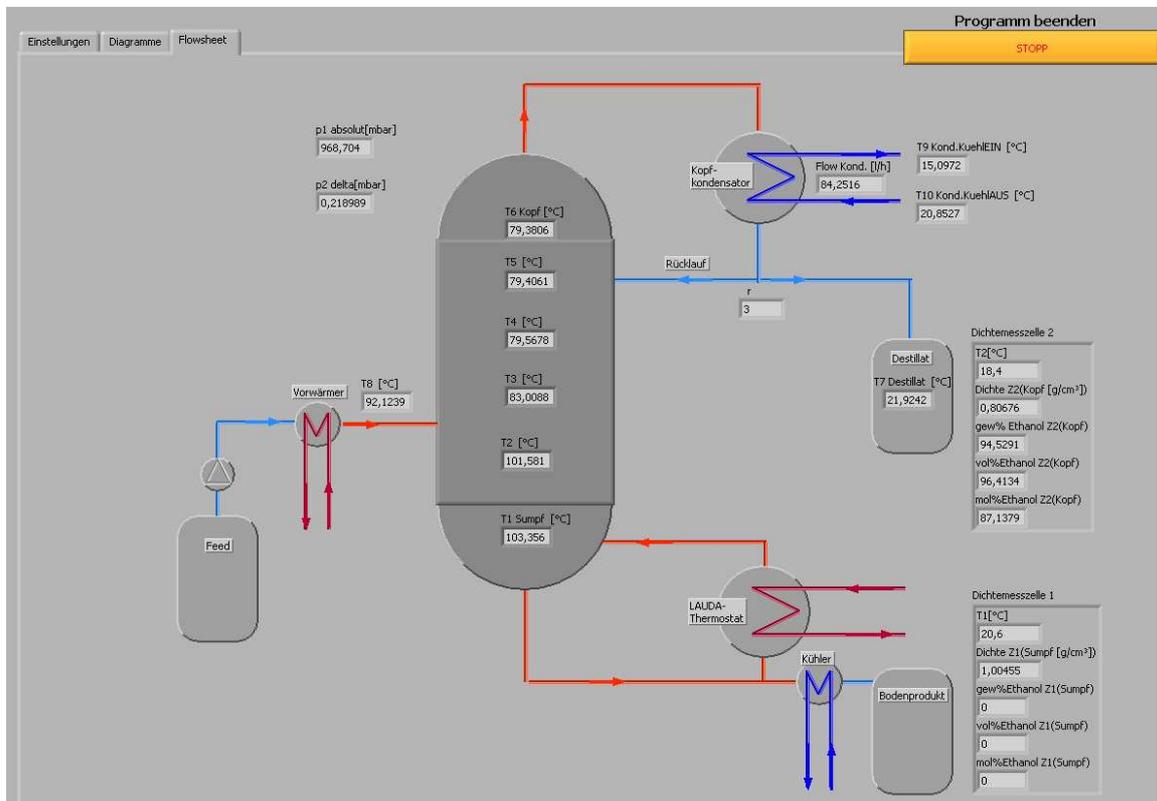


Abbildung 3-15: Anlagenschema

3.8 Technische Daten der Geräte

- Thermostat für Sumpfordampfer:
 - Typ: Lauda LTH 303 S
 - Wärmeträger: Thermalöl Ultratherm 330 SCB
 - Füllvolumen: 2,6 [l]
 - Kühlmedium: Wasser
 - Regelbare Heizleistung: 0 – 5,1 [kW]
 - Max. Arbeitstemperatur: 350 [°C]
 - Elektrischer Anschluss: 380 [V]; 50 [Hz]
- Thermostat für Einsatzerhitzer:
 - Typ: Lauda CS 6-D
 - Wärmeträger: Thermalöl Ultratherm 330 SCB
 - Kühlmedium: Wasser
 - Geregelte Heizleistung: 0 – 2,2 [kW]
 - Arbeitstemperatur: 20 - 200 [°C]
 - Elektrischer Anschluss: 220-240 [V]; 50/60 [Hz]
- Membranpumpe für den Einsatzstrom:
 - Typ: ProMinent Gamma/4-1 0408 T
 - Dosierleistung: 7,74 [l/h]
 - Elektrischer Anschluss: 210-250 [V]; 50/60 [Hz]
- Dichtemesszellen 1 und 2
 - Typ: Paar DPR YEHK
- A/D-Wandler für Dichtemesszellen:
 - Typ: Paar Serial Computer Interface DPR-S
 - Elektrischer Anschluss: 220 [V] / 160 [mA]
 - Einstellungen: -Bits pro Sekunde: 1200
 - Datenbits: 7
 - Parität: Even

- Steckschlitten für Module:
Typ: National Instruments; NI cDAQ-9172
Elektrischer Anschluss: 230 [V]
- Modul für Rücklaufteiler:
Typ: National Instruments; NI 9481
- Modul für Drücke, Durchsätze und Niveaus:
Typ: National Instruments; NI 9203
- Modul für Temperaturen:
Typ: National Instruments; NI 9217
- Durchflussmesser am Kopfkondensator:
Typ: Krohne H250/RR/M7/ESK
Messbereich: 8,5-85 [l/h] bei 0,89 [kg/l]
Elektrischer Anschluss: 24 [V]
Ausgangssignal: 4-20 [mA]
- Absolutdruckmessung:
Typ: Jumo 4AP-30-242/118
Messbereich: 0-10 [bar]
Elektrischer Anschluss: 13-30 [V]
Ausgangssignal: 4-20 [mA]
- Differenzdruckmessung:
Typ: Jumo Midas DP10
Messbereich: 0-1 [bar rel.]
Elektrischer Anschluss: 10-30 [V]
Ausgangssignal: 4-20 [mA]

4 Das R&I

Zur Nachverfolgung der im vorigen Abschnitt beschriebenen Versuchsanlage wird das Rohr- und Instrumentenschaubild in Abbildung 4-1 dargestellt.

Legende des R&I's:

K	Rektifikationskolonne	WT1	Kopfkondensator
TF	Thermostat Feed	WT2	Feedvorwärmer
TS	Thermostat Sumpf	WT3	Intensivkühler Sumpf
F	Vorlagebehälter Feed	WT4	Liebig-Kühler Sumpf
P	Membranpumpe	WT5	Liebig-Kühler Dichtemesszelle 1
PLS	Prozessleitsystem	WT6	Liebig-Kühler Destillat
D	Destillat	WT7	Intensivkühler Destillat
S	Sumpfprodukt	WT8	Intensivkühler Destillat
Z1	Dichtemesszelle 1	WT9	Liebig-Kühler Dichtemesszelle 2
Z2	Dichtemesszelle 2	WT10	Liebig-Kühler Destillat
V-1–V-8	Ventile für Kühlwasser		

5 Betriebshandbuch

Im Betriebshandbuch wird beschrieben, wie die Kolonne grundsätzlich an- und abzufahren ist. Des Weiteren wird eine Versuchsdurchführung detailliert beschrieben.

5.1 An- und Abfahrplan

5.1.1 Anfahrplan

Kühlwasser aufdrehen

- Öffnen der Ventile „V-1“, „V-2“, V-3“, „V-4“, „V-5“, „V-6“, „V-7“ und „V-8“ der Kaltwasserleitung

Füllen der Anlage

- Membranpumpe des Einsatzstromes einschalten
- Bei Erreichen des Überlaufes im Sumpf vom Flüssigkeitsspiegel Membranpumpe ausschalten

Prozessleitsystem

- Starten des Programmes in „LabView“
- Rücklaufteriler auf totalen Rücklauf stellen; $r=\infty$

Aufheizen der Kolonne

- Einschalten des Sumpftermostates; die Vorlauftemperatur des Thermalöls wählen (110-115 [°C])
- Einschalten des Feedthermostates; die Vorlauftemperatur des Thermalöls wählen (ca. 100 [°C])
- Die Temperatur im Einsatzstrom (T_8) muss 91-92 [°C] erreichen, damit die Zugabe des Feed bei der Zusammensetzung von 4,64 [Mol%] Ethanol im Feed bei Siedetemperatur ($q=1$) erfolgt
- Warten bis die Temperatur am Kopf (T_6) ca. 79 [°C] erreicht; Kolonne ist aufgeheizt

Stationärer Betrieb

- Einstellen des gewünschten Rücklaufverhältnisses und Einschalten der Feedmembranpumpe
- Stationärer Betrieb ist gewährleistet, sobald sich das Temperaturprofil über die Kolonne nicht mehr ändert

5.1.2 Abfahrplan

Abschalten der Temperiergeräte

- Sumpftermostat und Feedthermostat ausschalten

Feedzugabe stoppen

- Abschalten der Kolbenmembranpumpe

Prozessleitsystem

- Beenden des Programmes in „LabView“

Kühlwasser abdrehen

- Schließen der Ventile „V-1“, „V-2“, „V-3“, „V-4“, „V-5“, „V-6“, „V-7“ und „V-8“ der Kaltwasserleitung

5.2 Beschreibung einer Versuchsdurchführung

Die Versuchsdurchführung bezieht sich auf die Abbildung 5-1.

- 08:34 Versuchsbeginn
- Kolonne wird mit totalem Rücklauf angefahren; kein Destillat wird entnommen
 - Vorlauftemperatur des Sumpfthermostats auf 114 [°C] einstellen
 - Vorlauftemperatur des Feedthermostats auf 100 [°C] einstellen
- 08:53 Kolonne ist vollständig aufgeheizt
- 08:55 vorgenommene Einstellungen:
- Einschalten der Membranpumpe im Feed; $V=7,25$ [l/h]
Direkt nach der Feedzugabe beobachtet man ein rapides abfallen von T_3 und T_4 von ca. 100 [°C] auf 96 [°C] und von T_8 von 97 [°C] auf 92 [°C]. Die Feedstromzugabe erfolgt am Siedepunkt. Bei einem Ethanolgehalt im Feed von 4,64 [Mol%] liegt die dazugehörige Siedetemperatur nach dem T-xy-Diagramm (Abbildung 2-8) bei 90,75 [°C]. Die Feedtemperatur T_8 mit 92 [°C] ist akzeptabel, da noch Wärmeverluste eingerechnet werden müssen, da die Temperatursstelle T_8 ein paar Zentimeter vor dem Kolonneneintritt gemessen wird.
 - Externes Rücklaufverhältnis auf $r=5$ einstellen
- 09:10-09:30 T_4 fällt von 96 [°C] auf 79 [°C]
- 09:20-09:35 T_3 fällt von 96 [°C] auf 81 [°C]
- 09:38-09:55 T_2 fällt von 101,5 [°C] auf 86 [°C]
- 10:35 Kolonne ist stationär
- 1. Probenahme: $r=5$; $T_{\text{Sumpfthermostat}}=114$ [°C]
 - Das Temperaturprofil wird bei dem großen Rücklaufverhältnis von $r=5$ nach unten gedrückt, da nicht soviel entnommen wird und sich das Ethanol am Kopf besser anreichern kann. Die Kopftemperatur T_6 liegt bei ca. 79 [°C]. Die Siedetemperatur am azeotropen Punkt liegt bei 78,15 [°C]. Daraus kann man auf eine hohe Produktqualität schließen.
- 10:50 Änderung des externen Rücklaufverhältnisses von $r=5$ auf $r=4$
- 11:10-13:40 T_2 steigt langsam von 86 [°C] auf 90 [°C]

- 13:45 Kolonne ist stationär
- 2. Probenahme: $r=4$; $T_{\text{Sumpftermostat}} = 114$ [°C]
 - Außer der Temperatur T_2 sind alle anderen Temperaturen konstant geblieben.
- 13:50 Änderung des externen Rücklaufverhältnisses von $r=4$ auf $r=3$
- 14:23-14:38 T_2 steigt von 90 [°C] auf 101,5 [°C]
- 14:38-14:50 T_3 steigt von 81 [°C] auf 96 [°C]
- 14:43-15:18 T_4 steigt von 81 [°C] auf 96 [°C]
- 15:30-16:00 T_5 und T_6 steigen von 79 [°C] auf 80,5 [°C]
- 16:40 Kolonne ist stationär
- 3. Probenahme: $r=3$; $T_{\text{Sumpftermostat}} = 114$ [°C]
 - Die Temperaturen beginnt sich bei dem kleineren Rücklaufverhältnis von $r=3$ wieder deutlich zu heben, d.h., dass sich die „Wasserfront“ von unten nach oben verschiebt. Die Produktqualität wird daher schlechter.
- 16:49 Versuchsende

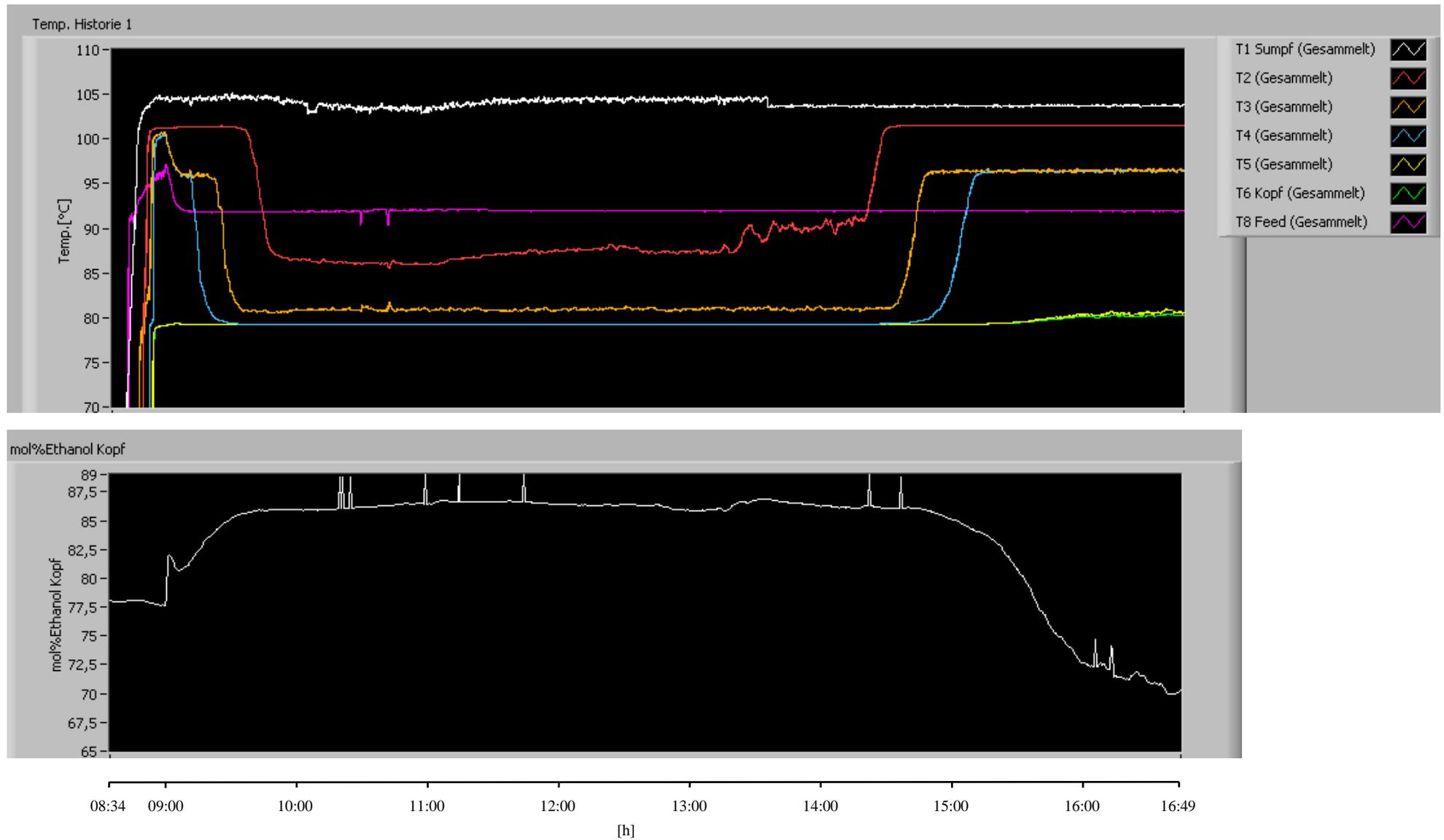


Abbildung 5-1: Temperatur- und Konzentrationsverlauf einer Versuchsdurchführung

6 Ergebnisse

6.1 Versuchsparameter

Das größte Problem bei der Interpretation der Ergebnisse der Tabelle 6-1 war die Membranpumpe des Einsatzstromes, die sehr unregelmäßig förderte und deren maximale Förderleistung mit Andauer der Versuche abnahm. Bei den Versuchen 8,9,10 und 12 betrug die maximale Förderleistung 7,25 [l/h]. Bei den ersten Versuchen wurde noch eine Maximalförderleistung von 7,7 [l/h] festgestellt. Um eine gute Interpretation der Ergebnisse zu gewährleisten werden im Kapitel 6.2 die Versuche 8, 9, 10 und 12 behandelt.

Für das Erreichen eines optimalen Betriebspunktes mit einer zufriedenstellenden Produktqualität des Destillates, sowie des Sumpfproduktes, ist ein optimales Zusammenspiel zwischen der Temperatur im Sumpf, des Einsatzstromes und dem externen Rücklaufverhältnis notwendig.

6.2 Interpretation der Ergebnisse

In Tabelle 6-1 sind die Ergebnisse der ausgewählten Versuche dargestellt. Die Konzentration im Sumpf x_{SE} und am Kopf x_{DE} , sowie der Sumpfproduktstrom \dot{S} und der Kopfproduktstrom \dot{D} in Tabelle 6-1 sind Messwerte. Der steigende Molenbruch an Ethanol x_{DE} bei einer Vorlauftemperatur des Sumpfsthermostates von 113 [°C] der Abbildung 6-1 veranschaulicht gut, dass man mit größerem Rücklaufverhältnis eine bessere Produktqualität erreicht. Interessant ist, dass in Abbildung 6-1 bei einer Sumpfsthermostatvorlauftemperatur von 114 [°C] bei den Rücklaufverhältnissen vier und fünf praktisch die gleiche Reinheit im Destillat erreicht wird. Des Weiteren erkennt man in Abbildung 6-1, dass die Reinheit im Sumpf mit einem höheren Rücklaufverhältnis verschlechtert wird, da die „Ethanolfront“ in der Kolonne bei höheren Rücklaufverhältnissen immer weiter in Richtung Sumpf gedrückt wird. Die Verunreinigung im Sumpf liegt bei allen durchgeführten Versuchen bei maximal 1,5 [Mol%] Ethanol im Sumpf.

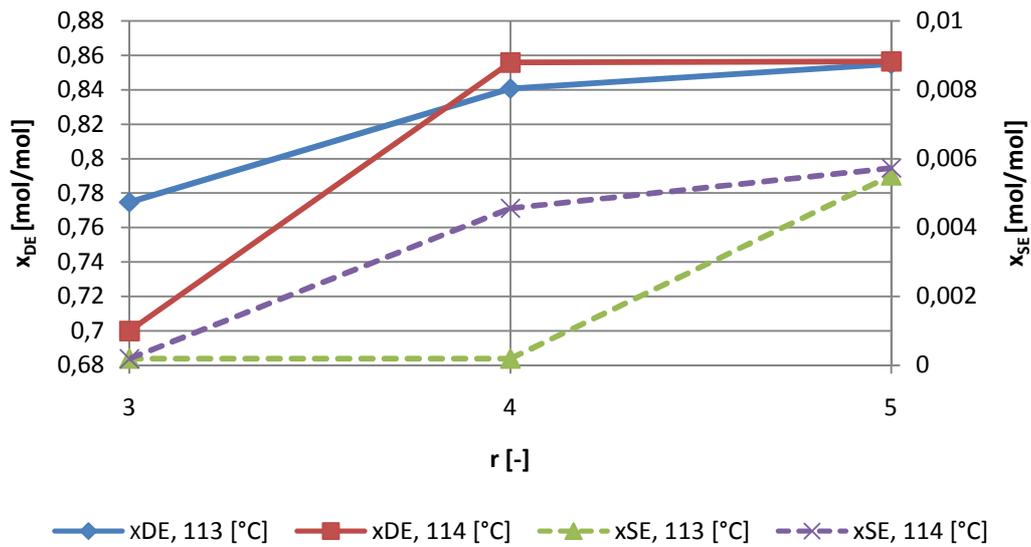


Abbildung 6-1: Destillat- und Sumpfkonzentration über Rücklaufverhältnis

In Abbildung 6-2 sieht man, dass die Reinheit im Destillat bei einem Rücklaufverhältnis von drei mit steigender Vorlauftemperatur im Sumpfthermostat abnimmt. Die Wasserfront wird bei höheren Temperaturen immer weiter in Richtung Kopf gedrückt, was eine geringere Produktreinheit zur Folge hat.

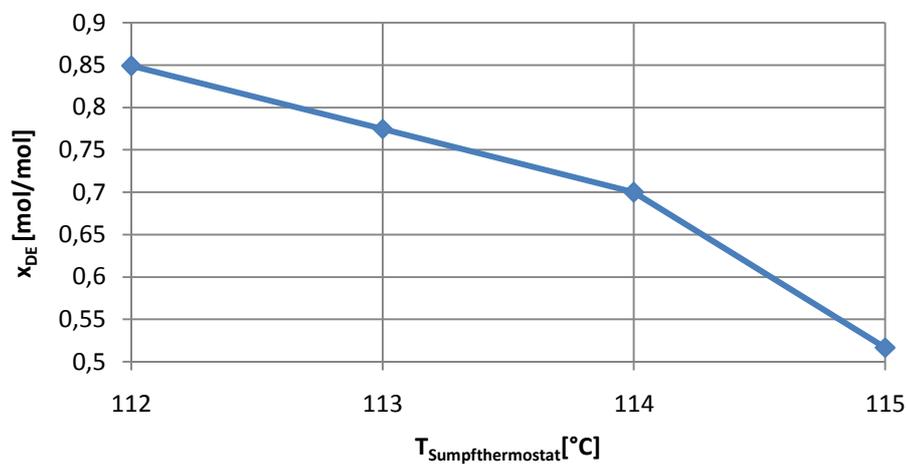


Abbildung 6-2: Destillatkonzentration über Vorlauftemperatur des Sumpfthermostates bei $r=3$ und $F=7,25$ [l/h]

Abbildung 6-3 zeigt, dass die Dampfbelastung der Verstärkersäule immer ca. 10 [%] über der Belastung der Abtriebssäule liegt. In der Regel steigt die Belastung mit steigendem Rücklaufverhältnis. Bei dem Rücklaufverhältnis von 4 und einer Sumpfsthermostatvorlauftemperatur von 114 [°C] sinkt die Kolonnenbelastung im Vergleich zu dem Rücklaufverhältnis von 3. Der Grund liegt darin, dass sich durch die unterschiedlich vorherrschenden Betriebsbedingungen ein größerer Dampfstrom (bedingt durch die niedrige Dichte des Wasserdampfes) bei $r=3$ gegenüber $r=4$ ausgebildet hat und somit die Belastung bei $r=3$ größer ist.

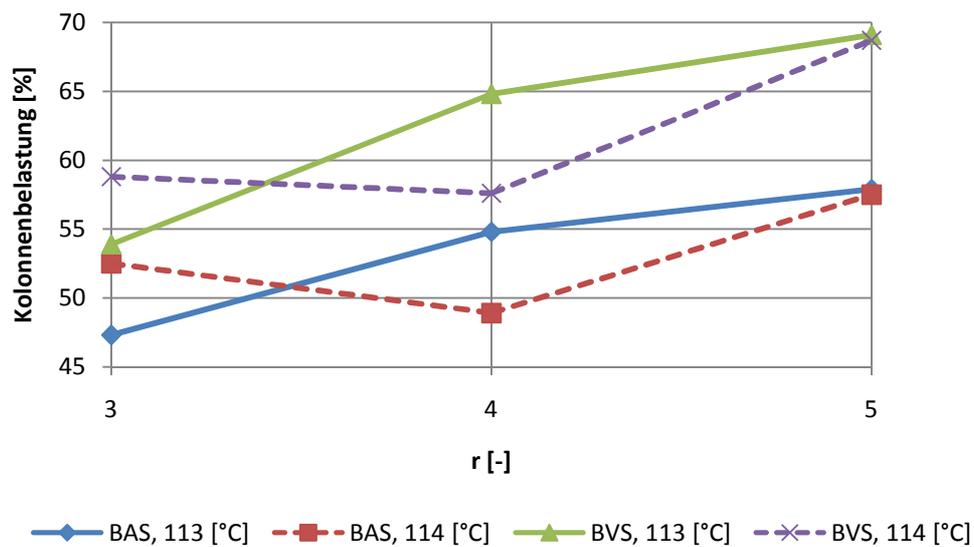


Abbildung 6-3: Belastung der Abtriebs- und Verstärkersäule über Rücklaufverhältnis bei $F=7,25$ [l/h]

Der Stoffübergangskoeffizient k_g ist in der Verstärkersäule gegenüber dem in der Abtriebssäule in den meisten Versuchen um den Faktor zehn größer. Ein möglicher Grund dafür ist die mögliche asymmetrische Strömungsbildung in der Abtriebssäule durch die Feedzugabe.

In Abbildung 6-4 wird die Ausbeute an Destillat dargestellt. Bei einer Vorlauftemperatur im Sumpfsthermostat von 114 [°C] ist der Produktstrom immer größer als bei einer Sumpfsthermostatvorlauftemperatur von 113 [°C]. Des Weiteren erkennt man, dass mit steigendem Rücklaufverhältnis die Destillatausbeute geringer, und die Produktqualität besser wird.

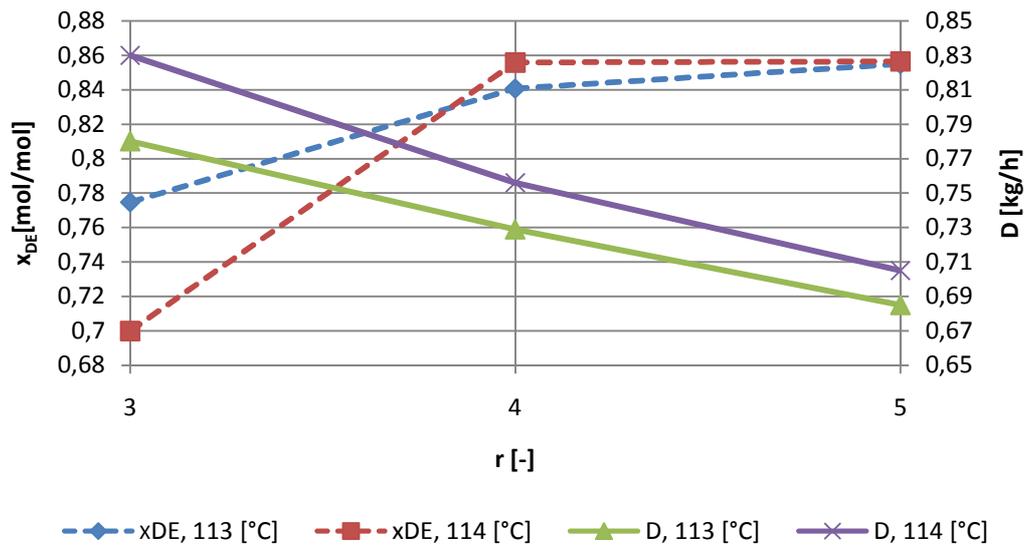


Abbildung 6-4: Destillatausbeute und Destillatkonzentration über Rücklaufverhältnis

Im Mittel betragen die Wärmeverluste der Kolonne um die 110 Watt. Die genaue Berechnung ist im Kapitel 7.1.1 in den Energiebilanzen behandelt.

Die Konzentration im Sumpf von $x_{SE} = 0,0001887$ [mol/mol] in Tabelle 6-1 bedeutet, dass kein Ethanol im Sumpf nachgewiesen werden konnte. Dieser Wert ist die Nachweisgrenze des Dichtemessgerätes.

		Versuch 3		Versuch 6		Versuch 7		Versuch 8	Versuch 9			Versuch 10			Versuch 12
r	[-]	2	3	4	5	4	5	3	3	4	5	3	4	5	3
\dot{F}	[l/h]	6,45	6,45	7,70	7,70	7,50	7,50	7,25	7,25	7,25	7,25	7,25	7,25	7,25	7,25
$T_{\text{Sumpft thermostat}}$	[°C]	107	107	115	115	113	113	115	113	113	113	114	114	114	112
x_{SE}	[mol/mol]	0,01267	0,01506	0,0001887	0,00508	0,00551	0,00681	0,0001887	0,0001887	0,0001887	0,00551	0,0001887	0,00456	0,00573	0,0001887
x_{DE}	[mol/mol]	0,84069	0,84519	0,8007	0,85198	0,84219	0,84895	0,5167	0,77467	0,84069	0,855	0,6999	0,8558	0,8565	0,84895
\dot{S}	[kg/h]	5,712	5,925	6,875	6,85	6,612	6,612	6,105	6,305	6,246	6,352	6,414	6,454	6,450	6,356
\dot{D}	[kg/h]	0,530	0,484	0,845	0,660	0,754	0,645	0,939	0,780	0,729	0,685	0,830	0,756	0,705	0,758
Fehler MB	[kg/h]	0,095	-0,074	-0,158	0,052	-0,001	0,109	0,076	0,035	0,145	0,083	-0,124	-0,089	-0,035	0,007
B_{AS}	[%]	21,0	26,0	61,8	63,0	50,6	58,8	71,8	47,3	54,8	57,9	52,5	48,9	57,5	43,0
B_{VS}	[%]	23,5	29,7	72,2	75,0	59,1	69,8	76,6	53,9	64,8	69,1	58,8	57,6	68,7	50,0
$u_{v,FI,AS}$	[m/s]	0,8662	0,8606	0,8319	0,8272	0,8367	0,8310	0,8365	0,8477	0,8424	0,8362	0,8450	0,8431	0,8364	0,8490
$u_{v,FI,VS}$	[m/s]	0,7500	0,7338	0,6892	0,6725	0,6933	0,6782	0,7626	0,7178	0,6875	0,6744	0,7305	0,6922	0,6777	0,7062
\dot{Q}_{Verl}	[W]	49	67	122	135	111	131	120	87	112	130	97	98	127	89
N_{th}	[-]	33,4	18,8	12,5	16,2	15,2	15,0	6,0	12,4	18,0	17,1	9,2	20,0	17,6	25,9
HETP	[m]	0,06	0,11	0,16	0,13	0,13	0,14	0,34	0,16	0,11	0,12	0,22	0,10	0,12	0,08
kg_{AS}	[m/s]	2,60E-03	9,33E-04	7,14E-03	1,64E-03	1,63E-03	1,40E-03	6,65E-03	6,77E-03	6,74E-03	1,49E-03	6,66E-03	1,71E-03	1,45E-03	6,62E-03
kg_{VS}	[m/s]	1,07E-02	7,82E-03	8,16E-03	1,57E-02	1,16E-02	1,39E-02	1,93E-03	5,29E-03	1,23E-02	1,55E-02	3,44E-03	1,51E-02	1,59E-02	1,40E-02
$NTU_{og,AS}$	[-]	7,31	2,12	7,07	1,60	1,96	1,46	5,65	8,62	7,45	1,57	7,66	2,11	1,54	9,25
$NTU_{og,VS}$	[-]	30,97	18,32	8,37	15,88	14,45	14,98	1,69	6,97	14,08	16,90	4,08	19,25	17,47	20,18
$NTU_{og,ges}$	[-]	38,28	20,44	15,44	17,48	16,41	16,44	7,34	15,59	21,53	18,47	11,74	21,36	19,01	29,43
$HTU_{og,AS}$	[m]	0,14	0,48	0,14	0,64	0,52	0,70	0,18	0,12	0,14	0,65	0,13	0,48	0,66	0,11
$HTU_{og,VS}$	[m]	0,03	0,06	0,12	0,06	0,07	0,07	0,60	0,15	0,07	0,06	0,25	0,05	0,06	0,05
$HTU_{og,ges}$	[m]	0,05	0,10	0,13	0,12	0,12	0,12	0,28	0,13	0,09	0,11	0,17	0,10	0,11	0,07

Tabelle 6-1: Ergebnisse der Versuche

7 Berechnungen

7.1 Berechnung eines Betriebspunktes

Um die Berechnungen in Tabelle 6-1 nachvollziehen zu können wird der Versuch 10 mit dem Rücklaufverhältnis $r=5$ detailliert nachgerechnet.

7.1.1 Stoff- und Energiebilanzen

Die berechneten Ströme sind in Abbildung 7-1 dargestellt.

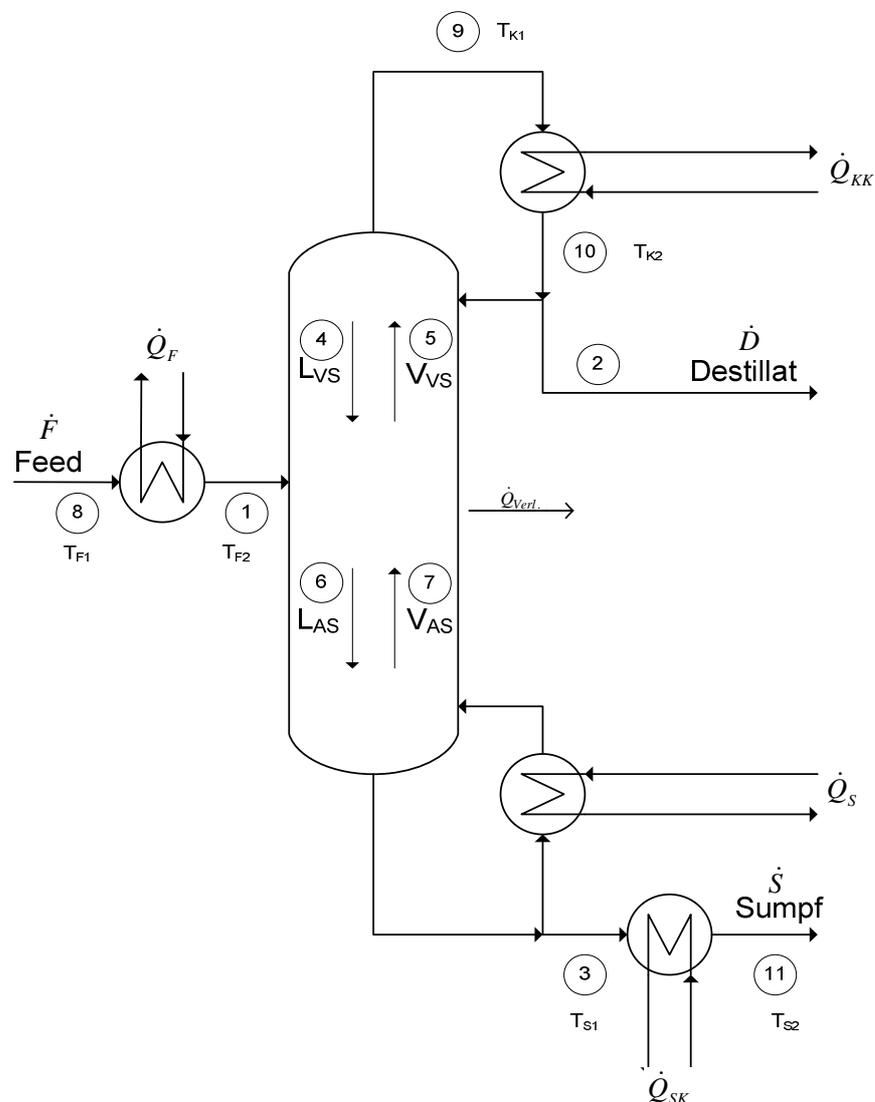


Abbildung 7-1: Fließschema

Reinstoffdaten :

Molekulargewicht Wasser: $MG_W := 18.01528 \frac{\text{gm}}{\text{mol}}$

Molekulargewicht Ethanol: $MG_E := 46.07 \frac{\text{gm}}{\text{mol}}$

Dichte Wasser: $\rho_W := 0.9982 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Dichte Ethanol: $\rho_E := 0.79074 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Angaben :

externes Rücklaufverhältnis: $r := 5$

Volumenstrom Feed: $F := 7.25 \frac{1}{\text{h}}$

Molenbruch Feed Ethanol: $x_{F,E} := 0.0464$

Dichte Feed: $\rho_F := 983.56 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Molenbruch Destillat Ethanol: $x_{D,E} := 0.8565$

Dichte Destillat: $\rho_D := 808.12 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Molenbruch Sumpf Ethanol: $x_{S,E} := 0.005729$

Dichte Sumpf: $\rho_S := 996.83 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Systemdruck: $p := 0.960 \text{ bar}$

Normdruck: $p_0 := 1.013 \text{ bar}$

Druckverlust in Verstärkersäule: $\Delta p_{VS} := 12 \text{ Pa}$

Druckverlust in Abtriebssäule: $\Delta p_{AS} := 9 \text{ Pa}$

Temperatur Feed vor Feedvorwärmer: $T_{F1} := 293.15 \text{ K}$

Temperatur Feed nach Feedvorwärmer: $T_{F2} := 365.15 \text{ K}$

$$\text{Temperatur Sumpf vor Kühler:} \quad T_{S1} := 376.45 \text{ K}$$

$$\text{Temperatur Sumpf nach Kühler:} \quad T_{S2} := 303.15 \text{ K}$$

$$\text{Temperatur Kopf vor Kopfkondensator:} \quad T_{K1} := 352.35 \text{ K}$$

$$\text{Temperatur Kopf nach Kopfkondensator:} \quad T_{K2} := 352.35 \text{ K}$$

$$\text{Normtemperatur:} \quad T_0 := 273.15 \text{ K}$$

$$\text{spez. Wärmekapazität Feed:} \quad c_{pF} := 79.918 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}}$$

$$\text{spez. Wärmekapazität Sumpf:} \quad c_{pS} := 75.613 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}}$$

$$\text{spez. Wärmekapazität Destillat:} \quad c_{pD} := 129.492 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}}$$

$$\text{Verdampfungsenthalpie Sumpf:} \quad h_{vS} := 43683.32 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$$

$$\text{Verdampfungsenthalpie Destillat:} \quad h_{vD} := 39016.5 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$$

Massenbilanz:

$$F = D + S$$

$$F \cdot x_{F,E} = D \cdot x_{D,E} + S \cdot x_{S,E}$$

Feed:

$$MG_F := MG_W \cdot (1 - x_{F,E}) + MG_E \cdot x_{F,E} \quad MG_F = 19.317 \frac{\text{gm}}{\text{mol}}$$

$$F_{\cdot} := \frac{F \cdot \rho_F}{MG_F} \quad F_{\cdot} = 369.147 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$F_{\cdot\cdot} := F \cdot \rho_F \quad F_{\cdot\cdot} = 7.131 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Destillat:

$$MG_D := MG_W \cdot (1 - x_{D,E}) + MG_E \cdot x_{D,E}$$

$$MG_D = 42.044 \frac{\text{gm}}{\text{mol}}$$

$$D := \frac{F \cdot (x_{F,E} - x_{S,E})}{x_{D,E} - x_{S,E}}$$

$$D = 17.647 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$D := D \cdot MG_D$$

$$D = 0.742 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$D := \frac{D}{\rho_D}$$

$$D = 0.918 \frac{\text{l}}{\text{h}}$$

Sumpf:

$$MG_S := MG_W \cdot (1 - x_{S,E}) + MG_E \cdot x_{S,E}$$

$$MG_S = 18.176 \frac{\text{gm}}{\text{mol}}$$

$$S := \frac{F \cdot (x_{F,E} - x_{D,E})}{x_{S,E} - x_{D,E}}$$

$$S = 351.5 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$S := S \cdot MG_S$$

$$S = 6.389 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$S := \frac{S}{\rho_S}$$

$$S = 6.409 \frac{\text{l}}{\text{h}}$$

Probe:

$$S_{\dots} := F - D$$

$$S_{\dots} = 351.5 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

Rücklauf:

$$r := \frac{R}{D}$$

$$R := r \cdot D$$

$$R = 88.235 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

Verstärkersäule:

$$MG_{VS} := \frac{MG_F + MG_D}{2}$$

$$MG_{VS} = 30.681 \frac{\text{gm}}{\text{mol}}$$

$$\rho_{LVS} := \frac{\rho_F + \rho_D}{2}$$

$$\rho_{LVS} = 895.84 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_V = \frac{p}{p_0} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot \frac{MG}{22.4}$$

ideales Gasgesetz

$$\rho_{VVS} := \frac{p + \frac{\Delta p_{VS}}{2}}{p_0} \cdot \frac{T_0}{\frac{T_{F2} + T_{K1}}{2}} \cdot \frac{MG_{VS}}{22.4 \frac{\text{l}}{\text{mol}}}$$

$$\rho_{VVS} = 0.988 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$L_{VS} := R$$

$$L_{VS} = 88.235 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$L_{VS.} := L_{VS} \cdot MG_{VS}$$

$$L_{VS.} = 2.707 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$L_{VS..} := \frac{L_{VS.}}{\rho_{LVS}}$$

$$L_{VS..} = 3.022 \frac{\text{l}}{\text{h}}$$

$$V_{VS} := D + R$$

$$V_{VS} = 105.882 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$V_{VS} = D \cdot (r + 1)$$

$$V_{VS.} := V_{VS} \cdot MG_{VS}$$

$$V_{VS.} = 3.249 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$V_{VS..} := \frac{V_{VS.}}{\rho_{VVS}}$$

$$V_{VS..} = 3.287 \times 10^3 \frac{\text{l}}{\text{h}}$$

Abtriebssäule:

$$q = \frac{h_V - h_F}{\Delta h_V} \quad q := 1 \quad \text{Flüssigkeit am Siedepunkt}$$

$$MG_{AS} := \frac{MG_F + MG_S}{2} \quad MG_{AS} = 18.747 \frac{\text{gm}}{\text{mol}}$$

$$\rho_{LAS} := \frac{\rho_F + \rho_S}{2} \quad \rho_{LAS} = 990.195 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_V = \frac{p}{p_0} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot \frac{MG}{22.4} \quad \text{ideales Gasgesetz}$$

$$\rho_{VAS} := \frac{p + \Delta p_{VS} + \frac{\Delta p_{AS}}{2}}{p_0} \cdot \frac{T_0}{\frac{T_{F2} + T_{S1}}{2}} \cdot \frac{MG_{AS}}{22.4 \frac{\text{l}}{\text{mol}}} \quad \rho_{VAS} = 0.584 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$L_{AS} := q \cdot F \cdot \rho_{LAS} + L_{VS} \quad L_{AS} = 457.382 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$L_{AS.} := L_{AS} \cdot MG_{AS} \quad L_{AS.} = 8.574 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$L_{AS..} := \frac{L_{AS.}}{\rho_{LAS}} \quad L_{AS..} = 8.659 \frac{\text{l}}{\text{h}}$$

$$V_{AS} := (q - 1) \cdot F \cdot \rho_{VS} + V_{VS} \quad V_{AS} = 105.882 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$V_{AS.} := V_{AS} \cdot MG_{AS} \quad V_{AS.} = 1.985 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$V_{AS..} := \frac{V_{AS.}}{\rho_{VAS}} \quad V_{AS..} = 3.397 \times 10^3 \frac{\text{l}}{\text{h}}$$

Energiebilanz:

$$\dot{F} + \dot{Q}_F + \dot{Q}_S = \dot{Q}_{KK} + \dot{Q}_{SK} + \dot{D} + \dot{S} + \dot{Q}_{Verl.}$$

Enthalpiestrom im Feed vor Feedvorwärmer (Strom 8):

$$F_8 := F \cdot c_{pF} \cdot T_{F1} \quad \text{Leistung} \quad F_8 = 2.402 \times 10^3 \text{ W}$$

Enthalpiestrom im Feed nach Feedvorwärmer (Strom 1):

$$F_1 := F \cdot c_{pF} \cdot T_{F2} \quad \text{Leistung} \quad F_1 = 2.992 \times 10^3 \text{ W}$$

Leistung des Feedvorwärmers:

$$Q_F := F_1 - F_8 \quad Q_F = 590.029 \text{ W}$$

Leistung des Sumpfordampfers:

$$Q_S := V_{AS} \cdot h_{vS} \quad Q_S = 1.285 \times 10^3 \text{ W}$$

Leistung des Kopfkondensators:

$$Q_{KK} := V_{VS} \cdot h_{vD} \quad Q_{KK} = 1.148 \times 10^3 \text{ W}$$

Enthalpiestrom im Sumpf vor Sumpfkühler (Strom 3):

$$S_3 := S \cdot c_{pS} \cdot T_{S1} \quad \text{Leistung} \quad S_3 = 2.779 \times 10^3 \text{ W}$$

Enthalpiestrom im Sumpf nach Sumpfkühler (Strom 11):

$$S_{11} := S \cdot c_{pS} \cdot T_{S2} \quad \text{Leistung} \quad S_{11} = 2.238 \times 10^3 \text{ W}$$

Leistung des Sumpfkühlers:

$$Q_{SK} := S_3 - S_{11} \quad Q_{SK} = 541.156 \text{ W}$$

Enthalpiestrom im Destillat (Strom 2):

$$D_2 := D \cdot c_{pD} \cdot T_{K2} \quad \text{Leistung} \quad D_2 = 223.659 \text{ W}$$

Wärmeverluste über die Kolonne:

$$Q_{Verl.} := F_8 + Q_F + Q_S - Q_{KK} - Q_{SK} - S_{11} - D_2$$

Verlustleistung $Q_{Verl.} = 126.709 \text{ W}$

7.1.2 McCabe-Thiele

Angaben :

externes Rücklaufverhältnis:	$r := 5$
Molenbruch Feed Ethanol:	$x_{F,E} := 0.0464$
Molenbruch Destillat Ethanol:	$x_{D,E} := 0.8565$
Molenbruch Sumpf Ethanol:	$x_{S,E} := 0.00573$
Molenstrom Dampf in AS:	$V_{AS} := 105.882 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$
Molenstrom Dampf in VS:	$V_{VS} := 105.882 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$
Molenstrom Sumpfprodukt:	$S := 351.501 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$
Molenstrom Flüssigkeit in AS:	$L_{AS} := 457.383 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$

Das McCabe-Thiele-Diagramm (xy-Diagramm) wurde mit dem Simulationsprogramm „Aspen+“ mit der NRTL-Methode berechnet und mit dem Programm „Table-Curve“ gefittet.

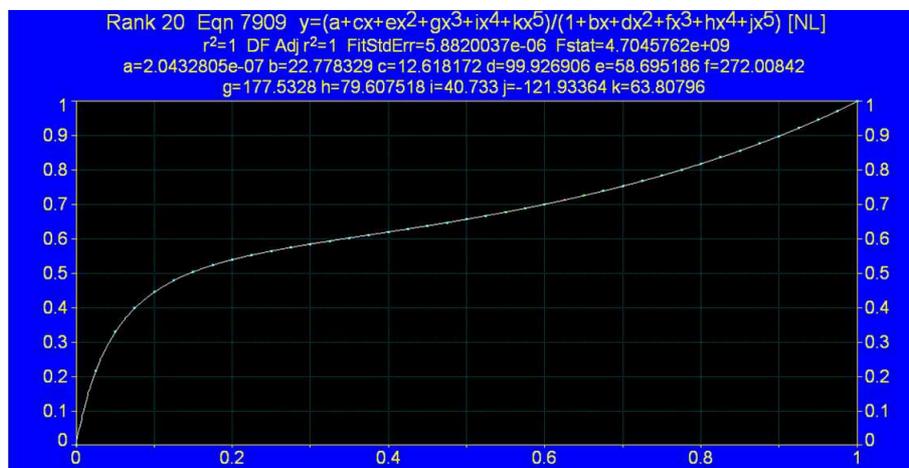


Abbildung 7-2: McCabe-Thiele-Diagrammfit

$$y = \frac{a + c \cdot x + e \cdot x^2 + g \cdot x^3 + i \cdot x^4 + k \cdot x^5}{1 + b \cdot x + d \cdot x^2 + f \cdot x^3 + h \cdot x^4 + j \cdot x^5}$$

$a := 2.043280510^{-7}$	$e := 58.695186$	$i := 40.733$
$b := 22.778329$	$f := 272.00842$	$j := -121.93364$
$c := 12.618172$	$g := 177.5328$	$k := 63.80796$
$d := 99.926906$	$h := 79.607518$	

Bilanzgleichung der Verstärkersäule:

$$y_n = \frac{r}{r+1} \cdot x_{n+1} + \frac{1}{r+1} \cdot x_D$$

anders definiert:

$$y_{VS} = \frac{r}{r+1} \cdot x_{VS} + \frac{1}{r+1} \cdot x_{D,E} \quad x_{VS} = y_{VS} \cdot \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D,E}$$

Bilanzgleichung der Abtriebssäule:

$$y_m = \frac{L_{AS}}{V_{AS}} \cdot x_{m+1} - \frac{S}{V_{AS}} \cdot x_S$$

anders definiert:

$$y_{AS} = \frac{L_{AS}}{V_{AS}} \cdot x_{AS} - \frac{S}{V_{AS}} \cdot x_{S,E} \quad x_{AS} = y_{AS} \cdot \frac{V_{AS}}{L_{AS}} + \frac{S}{L_{AS}} \cdot x_{S,E}$$

Stufenzahlberechnung:

Die Stufenzahlberechnung wird vom Sumpf beginnend durchgeführt. Bis zur Feedzusammensetzung wird mit der Bilanzgleichung der Abtriebssäule gerechnet, danach mit der Bilanzgleichung der Verstärkersäule. Bei der Berechnung der Zusammensetzung des Feed in der Dampfphase kann sowohl die Gleichung der Abtriebssäule, als auch die Gleichung der Verstärkersäule eingesetzt werden, da sich die beiden Geraden schneiden.

$$x_{F,E} = 0.0464$$

$$y_{F,E} := \frac{r}{r+1} \cdot x_{F,E} + \frac{1}{r+1} \cdot x_{D,E} \quad y_{F,E} = 0.1814$$

Probe:

$$y_{F,E} := \frac{L_{AS}}{V_{AS}} \cdot x_{F,E} - \frac{S}{V_{AS}} \cdot x_{S,E} \quad y_{F,E} = 0.1814$$

1. Stufe:

$$x_{GGW1} := x_{S.E}$$

$$y_{GGW1} := \frac{a + c \cdot x_{GGW1} + e \cdot x_{GGW1}^2 + g \cdot x_{GGW1}^3 + i \cdot x_{GGW1}^4 + k \cdot x_{GGW1}^5}{1 + b \cdot x_{GGW1} + d \cdot x_{GGW1}^2 + f \cdot x_{GGW1}^3 + h \cdot x_{GGW1}^4 + j \cdot x_{GGW1}^5}$$

$$y_{GGW1} = 0.0655$$

$$y_{Bil1} := y_{GGW1}$$

$$x_{Bil1} := y_{Bil1} \frac{V_{AS}}{L_{AS}} + \frac{S}{L_{AS}} \cdot x_{S.E}$$

$$x_{Bil1} = 0.0196$$

2. Stufe:

$$x_{GGW2} := x_{Bil1}$$

$$y_{GGW2} := \frac{a + c \cdot x_{GGW2} + e \cdot x_{GGW2}^2 + g \cdot x_{GGW2}^3 + i \cdot x_{GGW2}^4 + k \cdot x_{GGW2}^5}{1 + b \cdot x_{GGW2} + d \cdot x_{GGW2}^2 + f \cdot x_{GGW2}^3 + h \cdot x_{GGW2}^4 + j \cdot x_{GGW2}^5}$$

$$y_{GGW2} = 0.1822$$

$$y_{Bil2} := y_{GGW2}$$

Bei der zweiten Stufe wird der Molenbruch in der Dampfphase des Feed überschritten. Es wird mit der Bilanzgleichung der Verstärkersäule weitergerechnet.

$$x_{Bil2} := y_{Bil2} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D.E}$$

$$x_{Bil2} = 0.0473$$

3. Stufe:

$$x_{GGW3} := x_{Bil2}$$

$$y_{GGW3} := \frac{a + c \cdot x_{GGW3} + e \cdot x_{GGW3}^2 + g \cdot x_{GGW3}^3 + i \cdot x_{GGW3}^4 + k \cdot x_{GGW3}^5}{1 + b \cdot x_{GGW3} + d \cdot x_{GGW3}^2 + f \cdot x_{GGW3}^3 + h \cdot x_{GGW3}^4 + j \cdot x_{GGW3}^5}$$

$$y_{GGW3} = 0.3206$$

$$y_{Bil3} := y_{GGW3}$$

$$x_{Bil3} := y_{Bil3} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D.E}$$

$$x_{Bil3} = 0.2135$$

4. Stufe:

$$x_{GGW4} := x_{Bil3}$$

$$y_{GGW4} := \frac{a + c \cdot x_{GGW4} + e \cdot x_{GGW4}^2 + g \cdot x_{GGW4}^3 + i \cdot x_{GGW4}^4 + k \cdot x_{GGW4}^5}{1 + b \cdot x_{GGW4} + d \cdot x_{GGW4}^2 + f \cdot x_{GGW4}^3 + h \cdot x_{GGW4}^4 + j \cdot x_{GGW4}^5}$$

$$y_{GGW4} = 0.5472$$

$$y_{Bil4} := y_{GGW4}$$

$$x_{Bil4} := y_{Bil4} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D.E}$$

$$x_{Bil4} = 0.4853$$

5. Stufe:

$$x_{GGW5} := x_{Bil4}$$

$$y_{GGW5} := \frac{a + c \cdot x_{GGW5} + e \cdot x_{GGW5}^2 + g \cdot x_{GGW5}^3 + i \cdot x_{GGW5}^4 + k \cdot x_{GGW5}^5}{1 + b \cdot x_{GGW5} + d \cdot x_{GGW5}^2 + f \cdot x_{GGW5}^3 + h \cdot x_{GGW5}^4 + j \cdot x_{GGW5}^5}$$

$$y_{GGW5} = 0.652$$

$$y_{Bil5} := y_{GGW5}$$

$$x_{Bil5} := y_{Bil5} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D.E}$$

$$x_{Bil5} = 0.6111$$

6. Stufe:

$$x_{GGW6} := x_{Bil5}$$

$$y_{GGW6} := \frac{a + c \cdot x_{GGW6} + e \cdot x_{GGW6}^2 + g \cdot x_{GGW6}^3 + i \cdot x_{GGW6}^4 + k \cdot x_{GGW6}^5}{1 + b \cdot x_{GGW6} + d \cdot x_{GGW6}^2 + f \cdot x_{GGW6}^3 + h \cdot x_{GGW6}^4 + j \cdot x_{GGW6}^5}$$

$$y_{GGW6} = 0.7065$$

$$y_{Bil6} := y_{GGW6}$$

$$x_{Bil6} := y_{Bil6} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D.E}$$

$$x_{Bil6} = 0.6765$$

7. Stufe:

$$x_{GGW7} := x_{Bil6}$$

$$y_{GGW7} := \frac{a + c \cdot x_{GGW7} + e \cdot x_{GGW7}^2 + g \cdot x_{GGW7}^3 + i \cdot x_{GGW7}^4 + k \cdot x_{GGW7}^5}{1 + b \cdot x_{GGW7} + d \cdot x_{GGW7}^2 + f \cdot x_{GGW7}^3 + h \cdot x_{GGW7}^4 + j \cdot x_{GGW7}^5}$$

$$y_{GGW7} = 0.7406$$

$$y_{Bil7} := y_{GGW7}$$

$$x_{Bil7} := y_{Bil7} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D.E}$$

$$x_{Bil7} = 0.7174$$

8. Stufe:

$$x_{GGW8} := x_{Bil7}$$

$$y_{GGW8} := \frac{a + c \cdot x_{GGW8} + e \cdot x_{GGW8}^2 + g \cdot x_{GGW8}^3 + i \cdot x_{GGW8}^4 + k \cdot x_{GGW8}^5}{1 + b \cdot x_{GGW8} + d \cdot x_{GGW8}^2 + f \cdot x_{GGW8}^3 + h \cdot x_{GGW8}^4 + j \cdot x_{GGW8}^5}$$

$$y_{GGW8} = 0.7643$$

$$y_{Bil8} := y_{GGW8}$$

$$x_{Bil8} := y_{Bil8} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D.E}$$

$$x_{Bil8} = 0.7458$$

9. Stufe:

$$x_{GGW9} := x_{Bil8}$$

$$y_{GGW9} := \frac{a + c \cdot x_{GGW9} + e \cdot x_{GGW9}^2 + g \cdot x_{GGW9}^3 + i \cdot x_{GGW9}^4 + k \cdot x_{GGW9}^5}{1 + b \cdot x_{GGW9} + d \cdot x_{GGW9}^2 + f \cdot x_{GGW9}^3 + h \cdot x_{GGW9}^4 + j \cdot x_{GGW9}^5}$$

$$y_{GGW9} = 0.782$$

$$y_{Bil9} := y_{GGW9}$$

$$x_{Bil9} := y_{Bil9} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D.E}$$

$$x_{Bil9} = 0.7671$$

10. Stufe:

$$x_{GGW10} := x_{Bil9}$$

$$y_{GGW10} := \frac{a + c \cdot x_{GGW10} + e \cdot x_{GGW10}^2 + g \cdot x_{GGW10}^3 + i \cdot x_{GGW10}^4 + k \cdot x_{GGW10}^5}{1 + b \cdot x_{GGW10} + d \cdot x_{GGW10}^2 + f \cdot x_{GGW10}^3 + h \cdot x_{GGW10}^4 + j \cdot x_{GGW10}^5}$$

$$y_{GGW10} = 0.796$$

$$y_{Bil10} := y_{GGW10}$$

$$x_{Bil10} := y_{Bil10} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D,E}$$

$$x_{Bil10} = 0.7839$$

11. Stufe:

$$x_{GGW11} := x_{Bil10}$$

$$y_{GGW11} := \frac{a + c \cdot x_{GGW11} + e \cdot x_{GGW11}^2 + g \cdot x_{GGW11}^3 + i \cdot x_{GGW11}^4 + k \cdot x_{GGW11}^5}{1 + b \cdot x_{GGW11} + d \cdot x_{GGW11}^2 + f \cdot x_{GGW11}^3 + h \cdot x_{GGW11}^4 + j \cdot x_{GGW11}^5}$$

$$y_{GGW11} = 0.8075$$

$$y_{Bil11} := y_{GGW11}$$

$$x_{Bil11} := y_{Bil11} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D,E}$$

$$x_{Bil11} = 0.7977$$

12. Stufe:

$$x_{GGW12} := x_{Bil11}$$

$$y_{GGW12} := \frac{a + c \cdot x_{GGW12} + e \cdot x_{GGW12}^2 + g \cdot x_{GGW12}^3 + i \cdot x_{GGW12}^4 + k \cdot x_{GGW12}^5}{1 + b \cdot x_{GGW12} + d \cdot x_{GGW12}^2 + f \cdot x_{GGW12}^3 + h \cdot x_{GGW12}^4 + j \cdot x_{GGW12}^5}$$

$$y_{GGW12} = 0.8173$$

$$y_{Bil12} := y_{GGW12}$$

$$x_{Bil12} := y_{Bil12} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D,E}$$

$$x_{Bil12} = 0.8095$$

13. Stufe:

$$x_{GGW13} := x_{Bil12}$$

$$y_{GGW13} := \frac{a + c \cdot x_{GGW13} + e \cdot x_{GGW13}^2 + g \cdot x_{GGW13}^3 + i \cdot x_{GGW13}^4 + k \cdot x_{GGW13}^5}{1 + b \cdot x_{GGW13} + d \cdot x_{GGW13}^2 + f \cdot x_{GGW13}^3 + h \cdot x_{GGW13}^4 + j \cdot x_{GGW13}^5}$$

$$y_{GGW13} = 0.8258$$

$$y_{Bil13} := y_{GGW13}$$

$$x_{Bil13} := y_{Bil13} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D,E}$$

$$x_{Bil13} = 0.8197$$

14. Stufe:

$$x_{GGW14} := x_{Bil13}$$

$$y_{GGW14} := \frac{a + c \cdot x_{GGW14} + e \cdot x_{GGW14}^2 + g \cdot x_{GGW14}^3 + i \cdot x_{GGW14}^4 + k \cdot x_{GGW14}^5}{1 + b \cdot x_{GGW14} + d \cdot x_{GGW14}^2 + f \cdot x_{GGW14}^3 + h \cdot x_{GGW14}^4 + j \cdot x_{GGW14}^5}$$

$$y_{GGW14} = 0.8334$$

$$y_{Bil14} := y_{GGW14}$$

$$x_{Bil14} := y_{Bil14} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D,E}$$

$$x_{Bil14} = 0.8288$$

15. Stufe:

$$x_{GGW15} := x_{Bil14}$$

$$y_{GGW15} := \frac{a + c \cdot x_{GGW15} + e \cdot x_{GGW15}^2 + g \cdot x_{GGW15}^3 + i \cdot x_{GGW15}^4 + k \cdot x_{GGW15}^5}{1 + b \cdot x_{GGW15} + d \cdot x_{GGW15}^2 + f \cdot x_{GGW15}^3 + h \cdot x_{GGW15}^4 + j \cdot x_{GGW15}^5}$$

$$y_{GGW15} = 0.8404$$

$$y_{Bil15} := y_{GGW15}$$

$$x_{Bil15} := y_{Bil15} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D,E}$$

$$x_{Bil15} = 0.8372$$

16. Stufe:

$$x_{GGW16} := x_{Bil15}$$

$$y_{GGW16} := \frac{a + c \cdot x_{GGW16} + e \cdot x_{GGW16}^2 + g \cdot x_{GGW16}^3 + i \cdot x_{GGW16}^4 + k \cdot x_{GGW16}^5}{1 + b \cdot x_{GGW16} + d \cdot x_{GGW16}^2 + f \cdot x_{GGW16}^3 + h \cdot x_{GGW16}^4 + j \cdot x_{GGW16}^5}$$

$$y_{GGW16} = 0.8469$$

$$y_{Bil16} := y_{GGW16}$$

$$x_{Bil16} := y_{Bil16} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D.E}$$

$$x_{Bil16} = 0.8449$$

17. Stufe:

$$x_{GGW17} := x_{Bil16}$$

$$y_{GGW17} := \frac{a + c \cdot x_{GGW17} + e \cdot x_{GGW17}^2 + g \cdot x_{GGW17}^3 + i \cdot x_{GGW17}^4 + k \cdot x_{GGW17}^5}{1 + b \cdot x_{GGW17} + d \cdot x_{GGW17}^2 + f \cdot x_{GGW17}^3 + h \cdot x_{GGW17}^4 + j \cdot x_{GGW17}^5}$$

$$y_{GGW17} = 0.853$$

$$y_{Bil17} := y_{GGW17}$$

$$x_{Bil17} := y_{Bil17} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D.E}$$

$$x_{Bil17} = 0.8523$$

18. Stufe:

$$x_{GGW18} := x_{Bil17}$$

$$y_{GGW18} := \frac{a + c \cdot x_{GGW18} + e \cdot x_{GGW18}^2 + g \cdot x_{GGW18}^3 + i \cdot x_{GGW18}^4 + k \cdot x_{GGW18}^5}{1 + b \cdot x_{GGW18} + d \cdot x_{GGW18}^2 + f \cdot x_{GGW18}^3 + h \cdot x_{GGW18}^4 + j \cdot x_{GGW18}^5}$$

$$y_{GGW18} = 0.8588$$

$$y_{Bil18} := y_{GGW18}$$

$$x_{Bil18} := y_{Bil18} \frac{r+1}{r} - \frac{1}{r} \cdot x_{D.E}$$

$$x_{Bil18} = 0.8593$$

Nach der 18. Stufe wird die Konzentration im Destillat von $x_{D,E}=0.8565$ überschritten.

benötigte Stufen:

$$y_{GGW18} = 0.8588$$

$$y_{Bi17} = 0.853$$

$$x_{D,E} = 0.8565$$

$$x_{D,E} = y_{D,E}$$

$$\frac{1 \text{ Stufe}}{y_{GGW18} - y_{Bi17}} = \frac{n}{x_{D,E} - y_{Bi17}}$$

$$n := \frac{1}{y_{GGW18} - y_{Bi17}} \cdot (x_{D,E} - y_{Bi17})$$

$$n = 0.6$$

$$N_{th} := 17 + n$$

$$N_{th} = 17.6$$

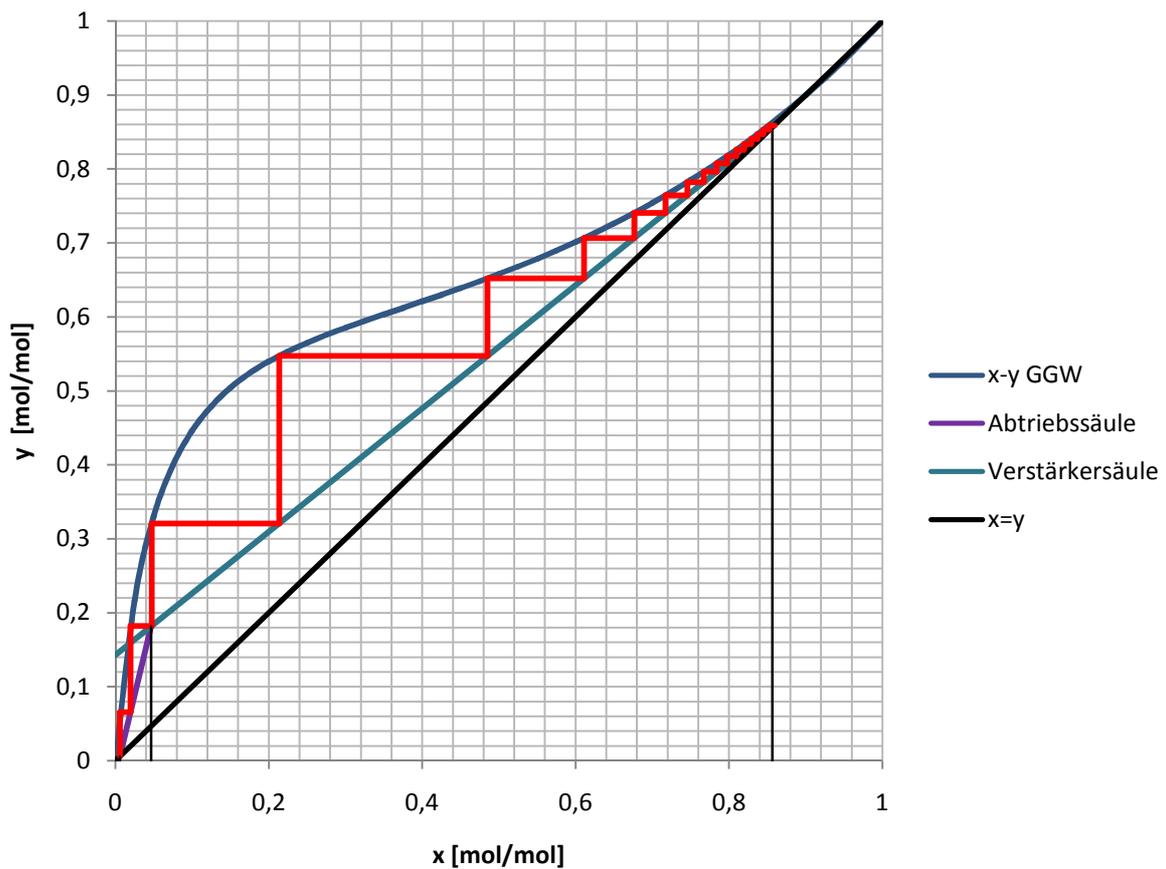


Abbildung 7-3: McCabe-Thiele-Diagramm mit theoretischen Stufen

7.1.3 Hydraulische Auslegung der Rektifikationskolonne ^[7]

7.1.3.1 Verstärkersäule

Kolonnenbelastung:

Stoffdaten, Angaben:

Dichte der Flüssigkeit:	$\rho_L := 895.84 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
dynamische Viskosität der Flüssigkeit:	$\eta_L := 3.582 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$
kinematische Viskosität der Flüssigkeit:	$\nu_L := 3.998 \cdot 10^{-7} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$
Dichte des Dampfes:	$\rho_V := 0.98774 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
dynamische Viskosität des Dampfes:	$\eta_V := 1.149 \cdot 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$
kinematische Viskosität des Dampfes:	$\nu_V := 1.1630610^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$
Volumenstrom Dampf in Verstärkersäule:	$V_{VS} := 3.2888 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$
Volumenstrom Flüssigkeit in Verstärkersäule:	$L_{VS} := 0.003022 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$
Oberflächenspannung der Flüssigkeit:	$\sigma_L := 0.051678 \frac{\text{N}}{\text{m}}$
Kolonndurchmesser:	$d_s := 0.05 \text{m}$
Höhe je Packung VS:	$h_{VS} := 0.17 \text{m}$
Höhe je Packung AS:	$h_{AS} := 0.17 \text{m}$
Anzahl Packungen VS:	$x_{VS} := 6$
Anzahl Packungen AS:	$x_{AS} := 6$
$\Delta\rho := \rho_L - \rho_V$	$\Delta\rho = 894.852 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Packungsdaten (S.292 Sulzer Gewebepackung BX):

in Kolonne sind Laborpack DX vorhanden!

spezifische Oberfläche: $a := 500 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}$

Lückengrad; Porosität: $\varepsilon := 0.95 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3}$

Neigungswinkel: $\alpha := 30$

$Re_V < 2100$ daraus folgt $K_1 := 1.25$
 $K_2 := -0.14$

$Re_V > 2100$ daraus folgt $K_3 := 0.7043$
 $K_4 := -0.065$

Widerstandsbeiwert für die Einphasenströmung der Gasphase für die Betriebsbedingungen am Flutpunkt: $\Psi_{Fl} := 0.4080$

Kennzahlen:Dampfgeschwindigkeit:

$$u_V := \frac{V_{VS}}{\frac{d_s^2 \cdot \pi}{4}} \quad u_V = 0.465 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Flüssigkeitsgeschwindigkeit:

$$u_L := \frac{L_{VS}}{\frac{d_s^2 \cdot \pi}{4}} \quad u_L = 4.275 \times 10^{-4} \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Tropfendurchmesser (S.50):

$$d_T := \sqrt{\frac{\sigma_L}{(\rho_L - \rho_V) \cdot g}} \quad d_T = 2.427 \times 10^{-3} \text{ m}$$

hydraulischer Durchmesser (S.64):

$$d_h := 4 \cdot \frac{\varepsilon}{a} \quad d_h = 7.6 \times 10^{-3} \text{ m}$$

Reynoldszahl in Flüssigphase(S.96):

$$Re_L := \frac{u_L \cdot \rho_L}{\eta_L \cdot a} \quad Re_L = 2.138$$

Reynoldszahl in Gasphase(S.101):Partikeldurchmesser d_p :

$$d_p := 6 \cdot \frac{1 - \varepsilon}{a} \quad d_p = 6 \times 10^{-4} \text{ m}$$

Wandfaktor K:

$$K := \left(1 + \frac{4}{d_s \cdot a} \right)^{-1} \quad K = 0.862$$

$$Re_V := \frac{u_V d_p}{(1 - \varepsilon) \cdot \nu_V} \cdot K \quad Re_V = 413.834$$

Phasendurchsatzverhältnis λ_0 , Dampfgeschwindigkeit $u_{V,Fl}$ und Flüssigkeitsinhalt $h_{L,Fl0}$ am Flutpunkt (S.59; S.83, S.98):

Um die gesuchten Werte am Flutpunkt zu berechnen sind Iterationsschritte notwendig, die erste Iteration beginnt mit den gegebenen Geschwindigkeiten u_V und u_L .

$$u_{V,Fl} = 0.8 \cos(\alpha) \cdot \varepsilon^{\frac{6}{5}} \cdot \Psi_{Fl}^{-\frac{1}{6}} \cdot \left(\frac{d_T \cdot \Delta \rho \cdot g}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{d_h}{d_T} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot (1 - h_{L,Fl,0})^{\frac{7}{2}} \cdot K_{p,V}$$

Korrekturfaktor der Gasdichte $K_{p,V}$:

$$K_{p,V} = 1 \quad \text{für} \quad \rho_V \leq \rho_{Luft} \left(1.165 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$$

$$K_{p,V} = \left(\frac{\rho_V}{1.165 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{0.18} \quad \text{für} \quad \rho_V \geq \rho_{Luft} \left(1.165 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$$

in diesem Fall:

$$K_{p,V} := 1$$

1. Iteration:

$$\lambda_{0.1} := \frac{u_L}{u_V} \quad \lambda_{0.1} = 9.189 \times 10^{-4}$$

$$m_1 := -0.82 + \frac{\lambda_{0.1}}{\lambda_{0.1} + 0.5} \quad m_1 = -0.818$$

$$h_{L,Fl.0.1} := \frac{\sqrt{\lambda_{0.1}^2 (m_1 + 2)^2 + 4 \lambda_{0.1} (m_1 + 1) (1 - \lambda_{0.1})} - (m_1 + 2) \lambda_{0.1}}{2 \cdot (m_1 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0.1})}$$

$$h_{L,Fl.0.1} = 0.068 \frac{m^3}{m^3}$$

$$u_{V,Fl.1} := 0.8 \cos(\alpha) \cdot \varepsilon^{\frac{6}{5}} \cdot \Psi_{Fl}^{-\frac{1}{6}} \cdot \left(\frac{d_T \cdot \Delta \rho \cdot g}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{d_h}{d_T} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot (1 - h_{L,Fl.0.1})^{\frac{7}{2}} \cdot K_{\rho,V}$$

$$u_{V,Fl.1} = 0.65 \frac{m}{s}$$

$$\Delta_1 := u_{V,Fl.1} - u_V \quad \Delta_1 = 0.185 \frac{m}{s}$$

Δ muss geringer als 0.01m/s sein

2. Iteration:

$$\lambda_{0.2} := \frac{u_L}{u_{V,Fl.1}} \quad \lambda_{0.2} = 6.578 \times 10^{-4}$$

$$m_2 := -0.82 + \frac{\lambda_{0.2}}{\lambda_{0.2} + 0.5} \quad m_2 = -0.819$$

$$h_{L,Fl.0.2} := \frac{\sqrt{\lambda_{0.2}^2 (m_2 + 2)^2 + 4 \lambda_{0.2} (m_2 + 1) (1 - \lambda_{0.2})} - (m_2 + 2) \lambda_{0.2}}{2 \cdot (m_2 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0.2})}$$

$$h_{L,Fl.0.2} = 0.058 \frac{m^3}{m^3}$$

$$u_{V,Fl.2} := 0.8 \cos(\alpha) \cdot \varepsilon^{\frac{6}{5}} \cdot \Psi_{Fl}^{-\frac{1}{6}} \cdot \left(\frac{d_T \cdot \Delta \rho \cdot g}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{d_h}{d_T} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot (1 - h_{L,Fl.0.2})^{\frac{7}{2}} \cdot K_{\rho,V}$$

$$u_{V,Fl.2} = 0.675 \frac{m}{s}$$

$$\Delta_2 := u_{V,Fl.2} - u_{V,Fl.1} \quad \Delta_2 = 0.025 \frac{m}{s}$$

3. Iteration:

$$\lambda_{0,3} := \frac{u_L}{u_{V,Fl.2}} \quad \lambda_{0,3} = 6.335 \times 10^{-4}$$

$$m_3 := -0.82 + \frac{\lambda_{0,3}}{\lambda_{0,3} + 0.5} \quad m_3 = -0.819$$

$$h_{L,Fl.0.3} := \frac{\sqrt{\lambda_{0,3}^2 (m_3 + 2)^2 + 4 \cdot \lambda_{0,3} \cdot (m_3 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0,3})} - (m_3 + 2) \cdot \lambda_{0,3}}{2 \cdot (m_3 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0,3})}$$

$$h_{L,Fl.0.3} = 0.057 \frac{m^3}{m^3}$$

$$u_{V,Fl.3} := 0.8 \cos(\alpha) \cdot \varepsilon^{\frac{6}{5}} \cdot \Psi_{Fl}^{-\frac{1}{6}} \cdot \left(\frac{d_T \cdot \Delta \rho \cdot g}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{d_h}{d_T} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot (1 - h_{L,Fl.0.3})^{\frac{7}{2}} \cdot K_{\rho,V}$$

$$u_{V,Fl.3} = 0.677 \frac{m}{s}$$

$$\Delta_3 := u_{V,Fl.3} - u_{V,Fl.2} \quad \Delta_3 = 2.603 \times 10^{-3} \frac{m}{s}$$

4. Iteration:

$$\lambda_{0,4} := \frac{u_L}{u_{V,Fl.3}} \quad \lambda_{0,4} = 6.311 \times 10^{-4}$$

$$m_4 := -0.82 + \frac{\lambda_{0,4}}{\lambda_{0,4} + 0.5} \quad m_4 = -0.819$$

$$h_{L,Fl.0.4} := \frac{\sqrt{\lambda_{0,4}^2 (m_4 + 2)^2 + 4 \cdot \lambda_{0,4} \cdot (m_4 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0,4})} - (m_4 + 2) \cdot \lambda_{0,4}}{2 \cdot (m_4 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0,4})}$$

$$h_{L,Fl.0.4} = 0.057 \frac{m^3}{m^3}$$

$$u_{V,Fl.4} := 0.8 \cos(\alpha) \cdot \varepsilon^{\frac{6}{5}} \cdot \Psi_{Fl}^{-\frac{1}{6}} \cdot \left(\frac{d_T \cdot \Delta \rho \cdot g}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{d_h}{d_T} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot (1 - h_{L,Fl.0.4})^{\frac{7}{2}} \cdot K_{\rho,V}$$

$$u_{V,Fl.4} = 0.678 \frac{m}{s}$$

$$\Delta_4 := u_{V,Fl.4} - u_{V,Fl.3} \quad \Delta_4 = 2.649 \times 10^{-4} \frac{m}{s}$$

5. Iteration:

$$\lambda_{0.5} := \frac{u_L}{u_{V.F1.4}} \quad \lambda_{0.5} = 6.308 \times 10^{-4}$$

$$m_5 := -0.82 + \frac{\lambda_{0.5}}{\lambda_{0.5} + 0.5} \quad m_5 = -0.819$$

$$h_{L.F1.0.5} := \frac{\sqrt{\lambda_{0.5}^2 (m_5 + 2)^2 + 4 \lambda_{0.5} (m_5 + 1) (1 - \lambda_{0.5})} - (m_5 + 2) \cdot \lambda_{0.5}}{2 \cdot (m_5 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0.5})}$$

$$h_{L.F1.0.5} = 0.057 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3}$$

$$u_{V.F1.5} := 0.8 \cos(\alpha) \cdot \varepsilon^{\frac{6}{5}} \cdot \Psi_{Fl}^{-\frac{1}{6}} \cdot \left(\frac{d_T \cdot \Delta \rho \cdot g}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{d_h}{d_T} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot (1 - h_{L.F1.0.5})^{\frac{7}{2}} \cdot K_{p.V}$$

$$u_{V.F1.5} = 0.678 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\Delta 5 := u_{V.F1.5} - u_{V.F1.4} \quad \Delta 5 = 2.688 \times 10^{-5} \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

6. Iteration:

$$\lambda_{0.6} := \frac{u_L}{u_{V.F1.5}} \quad \lambda_{0.6} = 6.308 \times 10^{-4}$$

$$m_6 := -0.82 + \frac{\lambda_{0.6}}{\lambda_{0.6} + 0.5} \quad m_6 = -0.819$$

$$h_{L.F1.0.6} := \frac{\sqrt{\lambda_{0.6}^2 (m_6 + 2)^2 + 4 \lambda_{0.6} (m_6 + 1) (1 - \lambda_{0.6})} - (m_6 + 2) \cdot \lambda_{0.6}}{2 \cdot (m_6 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0.6})}$$

$$h_{L.F1.0.6} = 0.057 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3}$$

$$u_{V.F1.6} := 0.8 \cos(\alpha) \cdot \varepsilon^{\frac{6}{5}} \cdot \Psi_{Fl}^{-\frac{1}{6}} \cdot \left(\frac{d_T \cdot \Delta \rho \cdot g}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{d_h}{d_T} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot (1 - h_{L.F1.0.6})^{\frac{7}{2}} \cdot K_{p.V}$$

$$u_{V.F1.6} = 0.678 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\Delta 6 := u_{V.F1.6} - u_{V.F1.5} \quad \Delta 6 = 0 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Ergebnisse:

$$u_{V,Fl} := u_{V,Fl.6} \quad u_{V,Fl} = 0.678 \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad \text{Dampf- bzw. Gasgeschwindigkeit am Flutpunkt}$$

$$\lambda_0 := \frac{u_L}{u_{V,Fl}} \quad \lambda_0 = 6.308 \times 10^{-4} \quad \text{Phasendurchsatzverhältnis am Flutpunkt}$$

$$h_{L,Fl.0} := h_{L,Fl.0.6} \quad h_{L,Fl.0} = 0.057 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3} \quad \text{Flüssigkeitsinhalt am Flutpunkt, bezogen auf das freie Kolonnenvolumen}$$

$$B := \frac{u_V}{u_{V,Fl}} \quad B = 68.652\% \quad \text{Flutbelastung B in \%}$$

Druckverlust:**Druckverlust unterhalb der Staugrenze (S.271):**

$$Re_L = 2.138$$

$$Re_L > 2$$

daraus folgt

$$\Delta p = \psi \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{F_V^2}{d_P \cdot K} \cdot \left(1 - C_B \cdot \frac{a^{\frac{1}{3}}}{\varepsilon} \cdot u_L^{\frac{2}{3}} \right)^{-5} \quad [\text{Pa/m}]$$

Widerstandsbeiwert ψ für die Einphasenströmung (Dampf- bzw. Gasströmung) durch eine Schüttung:

Re_V ist kleiner als 2100, darum muss Ψ mit den Konstanten K_1 und K_2 berechnet werden.

$$\Psi := K_1 \cdot Re_V^{K_2} \quad \Psi = 0.538$$

Gas- bzw. Dampfbelastungsfaktor F_V :

$$F_V := u_V \sqrt{\rho_V} \quad F_V = 0.462 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Konstante C_B :

$$C_B := 0.325 \cdot \frac{2}{3} \cdot \frac{1}{3} \cdot \text{m}$$

Wandfaktor K :

$K := 1$ bei der Druckverlustberechnung ist K als 1 definiert

$$\Delta p := \Psi \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{F_V^2}{d_P \cdot K} \cdot \left(1 - C_B \cdot \frac{a}{\varepsilon} \cdot u_L \cdot \frac{2}{3} \right)^{-5} \quad \Delta p = 12.078 \frac{\text{Pa}}{\text{m}}$$

$$\Delta p_{VS} := \Delta p \cdot h_{VS} \cdot x_{VS}$$

$$\Delta p_{VS} = 12.319 \text{ Pa}$$

Druckverlust am Flutpunkt (S.193):

$$\Delta p_{Fl} = \Psi_{Fl} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{F_{V,Fl}^2}{d_P \cdot K} \cdot \left(1 - \frac{0.407}{\varepsilon} \cdot \lambda_0^{-0.16} \cdot a \cdot \frac{1}{3} \cdot u_L \cdot \frac{2}{3} \right)^{-5}$$

Gas- bzw. Dampfbelastungsfaktor am Flutpunkt $F_{V,Fl}$:

$$F_{V,Fl} := u_{V,Fl} \sqrt{\rho_V} \quad F_{V,Fl} = 0.674 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$\Delta p_{Fl} := \Psi_{Fl} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{F_{V,Fl}^2}{d_P \cdot K} \cdot \left(1 - \frac{0.407}{\varepsilon} \cdot \lambda_0^{-0.16} \cdot a \cdot \frac{1}{3} \cdot u_L \cdot \frac{2}{3} \cdot \frac{1}{\text{m}} \cdot \frac{2}{\text{s}} \cdot \frac{2}{\text{s}^3} \right)^{-5} \quad [\text{Pa/m}]$$

Der Term $\text{m}^{1/3} \cdot \text{s}^{2/3}$
ist eine Einheitenkorrektur

$$\Delta p_{Fl} = 24.874 \frac{\text{Pa}}{\text{m}}$$

$$\Delta p_{Fl,VS} := \Delta p_{Fl} \cdot h_{VS} \cdot x_{VS}$$

$$\Delta p_{Fl,VS} = 25.372 \text{ Pa}$$

7.1.3.2 Abtriebssäule

Kolonnenbelastung:**Stoffdaten, Angaben:**

Dichte der Flüssigkeit:	$\rho_L := 990.197 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
dynamische Viskosität der Flüssigkeit:	$\eta_L := 2.9649 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$
kinematische Viskosität der Flüssigkeit:	$\nu_L := 2.99425 \cdot 10^{-7} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$
Dichte des Dampfes:	$\rho_V := 0.583982 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
dynamische Viskosität des Dampfes:	$\eta_V := 1.241 \cdot 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$
kinematische Viskosität des Dampfes:	$\nu_V := 2.12507 \cdot 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$
Volumenstrom Dampf in Abtriebssäule:	$V_{AS} := 3.398937 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$
Volumenstrom Flüssigkeit in Abtriebssäule:	$L_{AS} := 0.0086592 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$
Oberflächenspannung der Flüssigkeit:	$\sigma_L := 0.0583357 \frac{\text{N}}{\text{m}}$
Kolonnenendurchmesser:	$d_s := 0.05 \text{m}$
Höhe je Packung VS:	$h_{VS} := 0.17 \text{m}$
Höhe je Packung AS:	$h_{AS} := 0.17 \text{m}$
Anzahl Packungen VS:	$x_{VS} := 6$
Anzahl Packungen AS:	$x_{AS} := 6$
$\Delta\rho := \rho_L - \rho_V$	$\Delta\rho = 989.613 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Packungsdaten (S.292 Sulzer Gewebepackung BX):

in Kolonne sind Laborpack DX vorhanden!

spezifische Oberfläche: $a := 500 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}$

Lückengrad; Porosität: $\varepsilon := 0.95 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3}$

Neigungswinkel: $\alpha := 30$

$Re_V < 2100$ daraus folgt $K_1 := 1.25$
 $K_2 := -0.14$

$Re_V > 2100$ daraus folgt $K_3 := 0.7043$
 $K_4 := -0.065$

Widerstandsbeiwert für die Einphasenströmung der Gasphase für die Betriebsbedingungen am Flutpunkt: $\Psi_{Fl} := 0.4080$

Kennzahlen:Dampfgeschwindigkeit:

$$u_V := \frac{V_{AS}}{\frac{d_s^2 \cdot \pi}{4}} \quad u_V = 0.481 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Flüssigkeitsgeschwindigkeit:

$$u_L := \frac{L_{AS}}{\frac{d_s^2 \cdot \pi}{4}} \quad u_L = 1.225 \times 10^{-3} \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Tropfendurchmesser (S.50):

$$d_T := \sqrt{\frac{\sigma_L}{(\rho_L - \rho_V) \cdot g}} \quad d_T = 2.452 \times 10^{-3} \text{ m}$$

hydraulischer Durchmesser (S.64):

$$d_h := 4 \cdot \frac{\varepsilon}{a} \quad d_h = 7.6 \times 10^{-3} \text{ m}$$

Reynoldszahl in Flüssigphase(S.96):

$$Re_L := \frac{u_L \cdot \rho_L}{\eta_L \cdot a} \quad Re_L = 8.183$$

Reynoldszahl in Gasphase(S.101):Partikeldurchmesser d_p :

$$d_p := 6 \cdot \frac{1 - \varepsilon}{a} \quad d_p = 6 \times 10^{-4} \text{ m}$$

Wandfaktor K:

$$K := \left(1 + \frac{4}{d_s \cdot a} \right)^{-1} \quad K = 0.862$$

$$Re_V := \frac{u_V d_p}{(1 - \varepsilon) \cdot \nu_V} \cdot K \quad Re_V = 234.078$$

Phasendurchsatzverhältnis λ_0 , Dampfgeschwindigkeit $u_{V,Fl}$ und Flüssigkeitsinhalt $h_{L,Fl,0}$ am Flutpunkt (S.59; S.83, S.98):

Um die gesuchten Werte am Flutpunkt zu berechnen sind Iterationsschritte notwendig, die erste Iteration beginnt mit den gegebenen Geschwindigkeiten u_V und u_L .

$$u_{V,Fl} = 0.8 \cdot \cos(\alpha) \cdot \varepsilon^{\frac{6}{5}} \cdot \Psi_{Fl}^{-\frac{1}{6}} \cdot \left(\frac{d_T \cdot \Delta \rho \cdot g}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{d_h}{d_T} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot (1 - h_{L,Fl,0})^{\frac{7}{2}} \cdot K_{p,V}$$

Korrekturfaktor der Gasdichte $K_{p,V}$:

$$K_{p,V} = 1 \quad \text{für} \quad \rho_V \leq \rho_{Luft} \left(1.165 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$$

$$K_{p,V} = \left(\frac{\rho_V}{1.165 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{0.18} \quad \text{für} \quad \rho_V \geq \rho_{Luft} \left(1.165 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$$

in diesem Fall:

$$K_{p,V} := 1$$

1. Iteration:

$$\lambda_{0.1} := \frac{u_L}{u_V} \quad \lambda_{0.1} = 2.548 \times 10^{-3}$$

$$m_1 := -0.82 + \frac{\lambda_{0.1}}{\lambda_{0.1} + 0.5} \quad m_1 = -0.815$$

$$h_{L.F1.0.1} := \frac{\sqrt{\lambda_{0.1}^2 (m_1 + 2)^2 + 4 \lambda_{0.1} (m_1 + 1) (1 - \lambda_{0.1})} - (m_1 + 2) \cdot \lambda_{0.1}}{2 \cdot (m_1 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0.1})}$$

$$h_{L.F1.0.1} = 0.11 \frac{m^3}{m^3}$$

$$u_{V.F1.1} := 0.8 \cos(\alpha) \cdot \varepsilon^{\frac{6}{5}} \cdot \Psi_{Fl}^{-\frac{1}{6}} \cdot \left(\frac{d_T \cdot \Delta \rho \cdot g}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{d_h}{d_T} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot (1 - h_{L.F1.0.1})^{\frac{7}{2}} \cdot K_{p.V}$$

$$u_{V.F1.1} = 0.76 \frac{m}{s}$$

$$\Delta_1 := u_{V.F1.1} - u_V \quad \Delta_1 = 0.279 \frac{m}{s}$$

Δ muss geringer als 0.01m/s sein

2. Iteration:

$$\lambda_{0.2} := \frac{u_L}{u_{V.F1.1}} \quad \lambda_{0.2} = 1.611 \times 10^{-3}$$

$$m_2 := -0.82 + \frac{\lambda_{0.2}}{\lambda_{0.2} + 0.5} \quad m_2 = -0.817$$

$$h_{L.F1.0.2} := \frac{\sqrt{\lambda_{0.2}^2 (m_2 + 2)^2 + 4 \lambda_{0.2} (m_2 + 1) (1 - \lambda_{0.2})} - (m_2 + 2) \cdot \lambda_{0.2}}{2 \cdot (m_2 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0.2})}$$

$$h_{L.F1.0.2} = 0.089 \frac{m^3}{m^3}$$

$$u_{V.F1.2} := 0.8 \cos(\alpha) \cdot \varepsilon^{\frac{6}{5}} \cdot \Psi_{Fl}^{-\frac{1}{6}} \cdot \left(\frac{d_T \cdot \Delta \rho \cdot g}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{d_h}{d_T} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot (1 - h_{L.F1.0.2})^{\frac{7}{2}} \cdot K_{p.V}$$

$$u_{V.F1.2} = 0.824 \frac{m}{s}$$

$$\Delta_2 := u_{V.F1.2} - u_{V.F1.1} \quad \Delta_2 = 0.064 \frac{m}{s}$$

3. Iteration:

$$\lambda_{0.3} := \frac{u_L}{u_{V.FI.2}} \quad \lambda_{0.3} = 1.486 \times 10^{-3}$$

$$m_3 := -0.82 + \frac{\lambda_{0.3}}{\lambda_{0.3} + 0.5} \quad m_3 = -0.817$$

$$h_{L.FI.0.3} := \frac{\sqrt{\lambda_{0.3}^2 (m_3 + 2)^2 + 4 \cdot \lambda_{0.3} \cdot (m_3 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0.3})} - (m_3 + 2) \cdot \lambda_{0.3}}{2 \cdot (m_3 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0.3})}$$

$$h_{L.FI.0.3} = 0.086 \frac{m^3}{m^3}$$

$$u_{V.FI.3} := 0.8 \cos(\alpha) \cdot \varepsilon^{\frac{6}{5}} \cdot \Psi_{FI}^{-\frac{1}{6}} \cdot \left(\frac{d_T \cdot \Delta \rho \cdot g}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{d_h}{d_T} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot (1 - h_{L.FI.0.3})^{\frac{7}{2}} \cdot K_{p.V}$$

$$u_{V.FI.3} = 0.835 \frac{m}{s}$$

$$\Delta_3 := u_{V.FI.3} - u_{V.FI.2} \quad \Delta_3 = 0.01 \frac{m}{s}$$

4. Iteration:

$$\lambda_{0.4} := \frac{u_L}{u_{V.FI.3}} \quad \lambda_{0.4} = 1.468 \times 10^{-3}$$

$$m_4 := -0.82 + \frac{\lambda_{0.4}}{\lambda_{0.4} + 0.5} \quad m_4 = -0.817$$

$$h_{L.FI.0.4} := \frac{\sqrt{\lambda_{0.4}^2 (m_4 + 2)^2 + 4 \cdot \lambda_{0.4} \cdot (m_4 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0.4})} - (m_4 + 2) \cdot \lambda_{0.4}}{2 \cdot (m_4 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0.4})}$$

$$h_{L.FI.0.4} = 0.085 \frac{m^3}{m^3}$$

$$u_{V.FI.4} := 0.8 \cos(\alpha) \cdot \varepsilon^{\frac{6}{5}} \cdot \Psi_{FI}^{-\frac{1}{6}} \cdot \left(\frac{d_T \cdot \Delta \rho \cdot g}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{d_h}{d_T} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot (1 - h_{L.FI.0.4})^{\frac{7}{2}} \cdot K_{p.V}$$

$$u_{V.FI.4} = 0.836 \frac{m}{s}$$

$$\Delta_4 := u_{V.FI.4} - u_{V.FI.3} \quad \Delta_4 = 1.597 \times 10^{-3} \frac{m}{s}$$

5. Iteration:

$$\lambda_{0.5} := \frac{u_L}{u_{V.F1.4}} \quad \lambda_{0.5} = 1.465 \times 10^{-3}$$

$$m_5 := -0.82 + \frac{\lambda_{0.5}}{\lambda_{0.5} + 0.5} \quad m_5 = -0.817$$

$$h_{L.F1.0.5} := \frac{\sqrt{\lambda_{0.5}^2 (m_5 + 2)^2 + 4 \cdot \lambda_{0.5} (m_5 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0.5}) - (m_5 + 2) \cdot \lambda_{0.5}}}{2 \cdot (m_5 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0.5})}$$

$$h_{L.F1.0.5} = 0.085 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3}$$

$$u_{V.F1.5} := 0.8 \cos(\alpha) \cdot \varepsilon^{\frac{6}{5}} \cdot \Psi_{Fl}^{-\frac{1}{6}} \cdot \left(\frac{d_T \cdot \Delta \rho \cdot g}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{d_h}{d_T} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot (1 - h_{L.F1.0.5})^{\frac{7}{2}} \cdot K_{p.V}$$

$$u_{V.F1.5} = 0.836 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\Delta 5 := u_{V.F1.5} - u_{V.F1.4} \quad \Delta 5 = 2.425 \times 10^{-4} \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

6. Iteration:

$$\lambda_{0.6} := \frac{u_L}{u_{V.F1.5}} \quad \lambda_{0.6} = 1.465 \times 10^{-3}$$

$$m_6 := -0.82 + \frac{\lambda_{0.6}}{\lambda_{0.6} + 0.5} \quad m_6 = -0.817$$

$$h_{L.F1.0.6} := \frac{\sqrt{\lambda_{0.6}^2 (m_6 + 2)^2 + 4 \cdot \lambda_{0.6} (m_6 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0.6}) - (m_6 + 2) \cdot \lambda_{0.6}}}{2 \cdot (m_6 + 1) \cdot (1 - \lambda_{0.6})}$$

$$h_{L.F1.0.6} = 0.085 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3}$$

$$u_{V.F1.6} := 0.8 \cos(\alpha) \cdot \varepsilon^{\frac{6}{5}} \cdot \Psi_{Fl}^{-\frac{1}{6}} \cdot \left(\frac{d_T \cdot \Delta \rho \cdot g}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{d_h}{d_T} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot (1 - h_{L.F1.0.6})^{\frac{7}{2}} \cdot K_{p.V}$$

$$u_{V.F1.6} = 0.836 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\Delta 6 := u_{V.F1.6} - u_{V.F1.5} \quad \Delta 6 = 0 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Ergebnisse:

$$u_{V,Fl} := u_{V,Fl.6} \quad u_{V,Fl} = 0.836 \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad \text{Dampf- bzw. Gasgeschwindigkeit am Flutpunkt}$$

$$\lambda_0 := \frac{u_L}{u_{V,Fl}} \quad \lambda_0 = 1.465 \times 10^{-3} \quad \text{Phasendurchsatzverhältnis am Flutpunkt}$$

$$h_{L,Fl.0} := h_{L,Fl.0.6} \quad h_{L,Fl.0} = 0.085 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3} \quad \text{Flüssigkeitsinhalt am Flutpunkt, bezogen auf das freie Kolonnenvolumen}$$

$$B := \frac{u_V}{u_{V,Fl}} \quad B = 57.491\% \quad \text{Flutbelastung B in \%}$$

Druckverlust:**Druckverlust unterhalb der Staugrenze (S.271):**

$$Re_L = 8.183$$

$$Re_L > 2$$

daraus folgt

$$\Delta p = \psi \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{F_V^2}{d_P \cdot K} \cdot \left(1 - C_B \cdot \frac{a^{\frac{1}{3}}}{\varepsilon} \cdot \frac{2}{u_L^{\frac{2}{3}}} \right)^{-5} \quad [\text{Pa/m}]$$

Widerstandsbeiwert ψ für die Einphasenströmung (Dampf- bzw. Gasströmung) durch eine Schüttung:

Re_V ist kleiner als 2100, darum muss Ψ mit den Konstanten K_1 und K_2 berechnet werden.

$$\Psi := K_1 \cdot Re_V^{K_2} \quad \Psi = 0.582$$

Gas- bzw. Dampfbelastungsfaktor F_V :

$$F_V := u_V \sqrt{\rho_V} \quad F_V = 0.367 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Konstante C_B :

$$C_B := 0.325 \cdot \frac{2}{3} \cdot m^{-\frac{1}{3}}$$

Wandfaktor K :

$K := 1$ bei der Druckverlustberechnung ist K als 1 definiert

$$\Delta p := \Psi \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{F_V^2}{d_P \cdot K} \cdot \left(1 - C_B \cdot \frac{a^{\frac{1}{3}}}{\varepsilon} \cdot u_L^{\frac{2}{3}} \right)^{-5} \quad \Delta p = 8.95 \frac{\text{Pa}}{\text{m}}$$

$$\Delta p_{VS} := \Delta p \cdot h_{AS} \cdot x_{AS}$$

$$\Delta p_{VS} = 9.129 \text{ Pa}$$

Druckverlust am Flutpunkt (S.193):

$$\Delta p_{FI} = \Psi_{FI} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{F_{V,FI}^2}{d_P \cdot K} \cdot \left(1 - \frac{0.407}{\varepsilon} \cdot \lambda_0^{-0.16} \cdot a^{\frac{1}{3}} \cdot u_L^{\frac{2}{3}} \right)^{-5}$$

Gas- bzw. Dampfbelastungsfaktor am Flutpunkt $F_{V,FI}$:

$$F_{V,FI} := u_{V,FI} \sqrt{\rho_V} \quad F_{V,FI} = 0.639 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$\Delta p_{FI} := \Psi_{FI} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{F_{V,FI}^2}{d_P \cdot K} \cdot \left(1 - \frac{0.407}{\varepsilon} \cdot \lambda_0^{-0.16} \cdot a^{\frac{1}{3}} \cdot u_L^{\frac{2}{3}} \cdot m^{-\frac{1}{3}} \cdot s^{\frac{2}{3}} \right)^{-5} \quad [\text{Pa/m}]$$

Der Term $m^{1/3} \cdot s^{2/3}$
ist eine Einheitenkorrektur

$$\Delta p_{FI} = 29.111 \frac{\text{Pa}}{\text{m}}$$

$$\Delta p_{FI,VS} := \Delta p_{FI} \cdot h_{AS} \cdot x_{AS}$$

$$\Delta p_{FI,VS} = 29.693 \text{ Pa}$$

7.1.4 HTU-NTU-Konzept; HETP-Wert und Stoffdurchgangskoeffizient

Stoffdaten, Angaben:

Kolonnen Durchmesser:	$d_s := 0.05\text{m}$
Höhe je Packung VS:	$h_{VS} := 0.17\text{m}$
Höhe je Packung AS:	$h_{AS} := 0.17\text{m}$
Anzahl Packungen VS:	$x_{VS} := 6$
Anzahl Packungen AS:	$x_{AS} := 6$
theoretische Stufenzahl:	$N_{th} := 17.6$
Molenstrom Dampf in AS:	$V_{AS} := 105.880 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$
Molenstrom Dampf in VS:	$V_{VS} := 105.880 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$
Druck in AS:	$p_{AS} := 0.960165\text{bar}$
Druck in VS:	$p_{VS} := 0.96006\text{bar}$
allgemeine Gaskonstante:	$R := 8.314 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}}$
Temperatur AS:	$T_{AS} := 370.8\text{K}$
Temperatur VS:	$T_{VS} := 358.75\text{K}$
spez. Oberfläche:	$a := 500 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}$

NTU:

Der NTU-Wert muss graphisch integriert werden.

NTU_{og}-Abtriebssäule				
$x_{SE} = 0,00573$		$x_{FE} = 0,0464$		
x	y	y*	1/(y*-y)	A
0,0057	0,0057	0,0655	16,732	0,306271
0,0107	0,0273	0,1133	11,628	0,22797
0,0157	0,0489	0,1544	9,481	0,192764
0,0207	0,0705	0,1900	8,368	0,174016
0,0257	0,0921	0,2212	7,745	0,163611
0,0307	0,1137	0,2488	7,404	0,158257
0,0357	0,1353	0,2733	7,250	0,156412
0,0407	0,1569	0,2952	7,234	0,157327
0,0457	0,1785	0,3149	7,334	0,021259
0,0464	0,1814	0,3174	7,356	
			$NTU_{og,AS} =$	1,5366

Tabelle 7-1: NTUog-Wert der Abtriebssäule

NTU_{og}-Verstärkersäule				
$x_{FE} = 0,0464$		$x_{DE} = 0,8565$		
x	y	y*	1/(y*-y)	A
0,0464	0,1814	0,3174	7,356	0,249255
0,0964	0,2231	0,4401	4,608	0,184247
0,1464	0,2647	0,5008	4,236	0,178382
0,1964	0,3064	0,5375	4,327	0,186962
0,2464	0,3481	0,5633	4,647	0,204218
0,2964	0,3897	0,5837	5,155	0,229583
0,3464	0,4314	0,6019	5,865	0,264514
0,3964	0,4731	0,6195	6,832	0,31221
0,4464	0,5147	0,6374	8,154	0,378314
0,4964	0,5564	0,6564	10,005	0,472671
0,5464	0,5981	0,6769	12,684	0,613192
0,5964	0,6397	0,6995	16,750	0,834675
0,6464	0,6814	0,7243	23,315	1,210328
0,6964	0,7231	0,7518	34,781	1,905917
0,7464	0,7648	0,7824	56,703	3,279903
0,7964	0,8064	0,8163	100,732	5,53862
0,8464	0,8481	0,8541	165,121	1,422614
0,8565	0,8565	0,8623	172,926	
			$NTU_{og,VS} =$	17,4656

Tabelle 7-2: NTUog-Wert der Verstärkersäule

Der x-Wert in Tabelle 7-1 und Tabelle 7-2 ergibt sich für die Abtriebssäule vom Molenbruch der Flüssigkeit vom Ethanol im Sumpf bis zum Einsatz, in der Verstärkersäule vom Einsatz bis zum Kopfprodukt. Der y-Wert wird über die Bilanzlinie der Abtriebs- bzw. Verstärkergerade berechnet. y^* ist der dazugehörige Wert des Gleichgewichtes. Durch Auftragen von $\frac{1}{y^*-y}$ über y erhält man durch graphische Integration den NTU-Wert.

Die Berechnung des A-Wertes wird für den ersten Wert in Tabelle 7-1 vorgeführt:

$$A_1 = \frac{16,732 + 11,628}{2} * (0,2231 - 0,1814) = 0,306271$$

Die Summe der A-Werte in Tabelle 7-1 und Tabelle 7-2 ergeben die jeweiligen NTU-Werte.

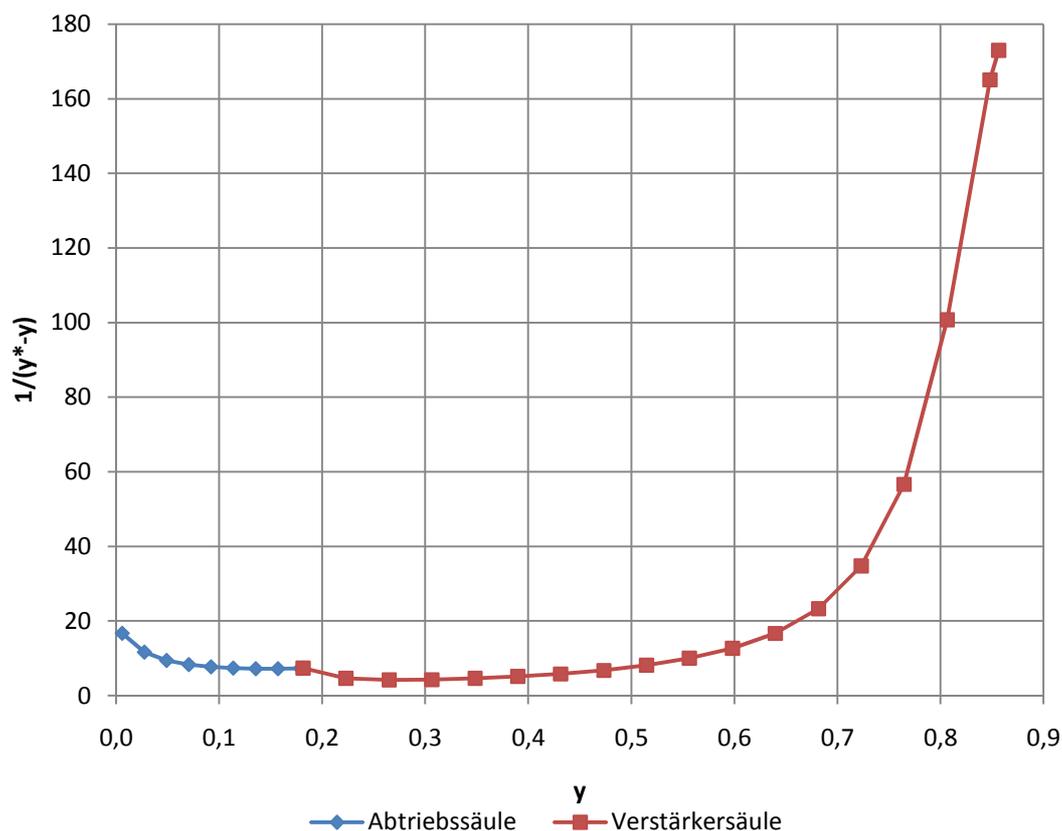


Abbildung 7-4: graphische Integration des NTU-Wertes

$$NTU_{og} := NTU_{og.AS} + NTU_{og.VS}$$

$$NTU_{og} = 19$$

HTU:

$$HTU_{og,AS} := \frac{h_{AS} \cdot x_{AS}}{NTU_{og,AS}}$$

$$HTU_{og,AS} = 0.664 \text{ m}$$

$$HTU_{og,VS} := \frac{h_{VS} \cdot x_{VS}}{NTU_{og,VS}}$$

$$HTU_{og,VS} = 0.058 \text{ m}$$

$$HTU_{og} := \frac{h_{AS} \cdot x_{AS} + h_{VS} \cdot x_{VS}}{NTU_{og}}$$

$$HTU_{og} = 0.107 \text{ m}$$

Stoffdurchgangskoeffizient der Gasseite $k_{g,AS}$ und $k_{g,VS}$:

$$S := \frac{d_s^2 \cdot \pi}{4}$$

$$S = 1.963 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$k_{g,AS} := \frac{V_{AS}}{HTU_{og,AS} \cdot \frac{P_{AS}}{R \cdot T_{AS}} \cdot a \cdot S}$$

$$k_{g,AS} = 1.449 \times 10^{-3} \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$k_{g,VS} := \frac{V_{VS}}{HTU_{og,VS} \cdot \frac{P_{VS}}{R \cdot T_{VS}} \cdot a \cdot S}$$

$$k_{g,VS} = 0.016 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

HETP:

$$HETP = \frac{H}{N_{th}}$$

$$HETP := \frac{h_{AS} \cdot x_{AS} + h_{VS} \cdot x_{VS}}{N_{th}}$$

$$HETP = 0.116 \text{ m}$$

7.1.5 Nachkalkulation der Wärmetauscher ^[8]

7.1.5.1 Feedvorwärmer

Der Feedvorwärmer ist ein Gegenstromwärmetauscher, das Thermalöl fließt durch eine Rohrwendel im Gegenstrom zum Einsatz.

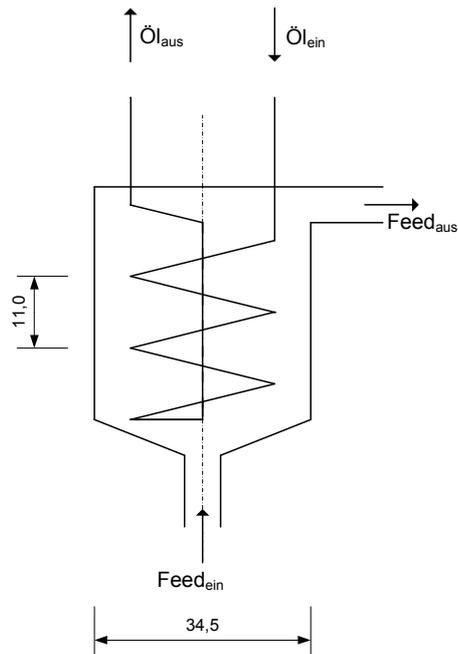


Abbildung 7-5: Skizze des Feedvorwärmers

Angaben, Stoffdaten:

Temperaturen:

Temperatur Öl am Eintritt:	$T_{\text{Öl.ein}} := 373\text{K}$
Temperatur Öl am Austritt:	$T_{\text{Öl.aus}} := 366\text{K}$
Temperatur Feed am Eintritt:	$T_{\text{F.ein}} := 293\text{K}$
Temperatur Feed am Austritt:	$T_{\text{F.aus}} := 365\text{K}$

Wärmetauscher:

Austauschfläche:	$A := 0.07\text{m}^2$
Aussendurchmesser Rohrwendel:	$d_a := 8.5\text{mm}$
Innendurchmesser Rohrwendel:	$d := 6.5\text{mm}$
Aussendurchmesser Wärmetauscher:	$d_{a,WT} := 55\text{mm}$
Wandstärke Wärmetauscher aussen:	$s := 2\text{mm}$
mittlerer Durchmesser der Rohrwendel:	$D_W := 26\text{mm}$
Querteilung:	$s_1 := 26\text{mm} \quad s_3 := s_1$
Längsteilung:	$s_2 := 11\text{mm}$
Wärmeleitfähigkeit Stahl 1.45.71 (bei 100°C; VDI-WA Dea11):	$\lambda_{St} := 15 \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$

Thermalöl (Thermia Öl A bei 100°C; VDI-WA Dd37):

spezifische Wärmekapazität:	$c_{p,Öl} := 2.14 \cdot 10^3 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$
Wärmeleitfähigkeit:	$\lambda_{Öl} := 0.124 \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$
dynamische Viskosität:	$\eta_{Öl} := 1.85 \cdot 10^{-3} \frac{\text{N}\cdot\text{s}}{\text{m}^2}$
Dichte:	$\rho_{Öl} := 842 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
kinematische Viskosität:	$\nu_{Öl} := \frac{\eta_{Öl}}{\rho_{Öl}}$ $\nu_{Öl} = 2.197 \times 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$
Temperaturleitzahl:	$a_{Öl} := \frac{\lambda_{Öl}}{\rho_{Öl} \cdot c_{p,Öl}}$ $a_{Öl} = 6.882 \times 10^{-8} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$
Prandtl-Zahl:	$Pr_{Öl} := \frac{\nu_{Öl}}{a_{Öl}}$ $Pr_{Öl} = 31.927$
Öl-Geschwindigkeit in der Rohrwendel:	$w_{Öl} := 1.5 \frac{\text{m}}{\text{s}}$

Feed:

$$\text{Volumenstrom:} \quad F := 7.25 \frac{\text{l}}{\text{h}}$$

Die Stoffdaten für das Wasser/Ethanolgemisch im Feed mit 4,64 [Mol%] Ethanol bei einer mittleren Temperatur von 56°C ($(T_{\text{Fein}} + T_{\text{Faus}})/2$) sind aus dem Simulationsprogramm „Aspen+“ entnommen:

$$\text{Dichte:} \quad \rho_F := 958.3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{spezifische Wärmekapazität:} \quad c_{pF} := 4.502 \cdot 10^3 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$\text{dynamische Viskosität:} \quad \eta_F := 5.0664 \cdot 10^{-4} \text{Pa} \cdot \text{s}$$

$$\text{kinematische Viskosität:} \quad \nu_F := \frac{\eta_F}{\rho_F}$$

$$\nu_F = 5.287 \times 10^{-7} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

$$\text{Wärmeleitfähigkeit:} \quad \lambda_F := 557.6 \cdot 10^{-3} \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$$

$$\text{Temperaturleitzahl:} \quad a_F := \frac{\lambda_F}{\rho_F \cdot c_{pF}}$$

$$a_F = 1.292 \times 10^{-7} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

$$\text{Prandtl-Zahl:} \quad \text{Pr}_{rF} := \frac{\nu_F}{a_F}$$

$$\text{Pr}_{rF} = 4.091$$

Berechnung des Wärmestroms mit $Q = m \cdot c_p \cdot \Delta T$ über das Thermalöl:

Öl-Massenstrom:

$$m_{\text{Öl}} := w_{\text{Öl}} \cdot \frac{d^2 \cdot \pi}{4} \cdot \rho_{\text{Öl}} \quad m_{\text{Öl}} = 0.042 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Wärmestrom:

$$Q_1 := m_{\text{Öl}} \cdot c_{p,\text{Öl}} \cdot (T_{\text{Öl,ein}} - T_{\text{Öl,aus}})$$

$$\text{Leistung} \quad Q_1 = 627.815 \text{W}$$

Berechnung des Wärmestromes mit $Q=m \cdot c_p \cdot \Delta T$ über den Feed:

Feed-Massenstrom:

$$\dot{F}_{..} := F \cdot \rho_F$$

$$\dot{F}_{..} = 1.93 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$Q_2 := \dot{F}_{..} \cdot c_{pF} \cdot (T_{F,\text{aus}} - T_{F,\text{ein}})$$

$$Q_2 = 625.569 \text{ W}$$

Berechnung des Wärmestromes mit $Q=k \cdot A \cdot \Delta T_{\text{In}}$:

logarithmische Temperaturdifferenz ΔT_{In} :

$$\Delta T_{\text{In}} := \frac{(T_{\text{Öl,ein}} - T_{F,\text{aus}}) - (T_{\text{Öl,aus}} - T_{F,\text{ein}})}{\ln\left(\frac{T_{\text{Öl,ein}} - T_{F,\text{aus}}}{T_{\text{Öl,aus}} - T_{F,\text{ein}}}\right)} \quad \Delta T_{\text{In}} = 29.398 \text{ K}$$

Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten $\alpha_{i,\text{am}}$

Rohrwendelwärmetauscher (rohrseitig) nach VDI-WA Gc1-Gc2:

Reynoldszahl Öl:

$$\text{Re}_{\text{Öl}} := \frac{w_{\text{Öl}} \cdot d \cdot \rho_{\text{Öl}}}{\eta_{\text{Öl}}}$$

$$\text{Re}_{\text{Öl}} = 4.438 \times 10^3$$

mittlerer Krümmungsdurchmesser:

$$D := D_W \cdot \left[1 + \left(\frac{s_2}{\pi \cdot D_W} \right)^2 \right]$$

$$D = 0.026 \text{ m}$$

kritische Reynoldszahl:

$$\text{Re}_{\text{krit}} := 2300 \left[1 + 8.6 \cdot \left(\frac{d}{D} \right)^{0.45} \right]$$

$$\text{Re}_{\text{krit}} = 1.281 \times 10^4$$

$$\text{Re}_{\text{Öl}} \leq \text{Re}_{\text{krit}}$$

daaus folgt die Nusseltbeziehung für Laminarströmung

Nusselt-Zahl bei Laminarströmung:

$$m := 0.5 + 0.2903 \left(\frac{d}{D} \right)^{0.194} \quad m = 0.721$$

$$\text{Nu}_{\text{Öl}} := \left[3.66 + 0.08 \left[1 + 0.8 \left(\frac{d}{D} \right)^{0.9} \right] \cdot \text{Re}_{\text{Öl}}^m \cdot \text{Pr}_{\text{Öl}}^{\frac{1}{3}} \right] \quad \boxed{\text{Nu}_{\text{Öl}} = 136.351}$$

$$\alpha_i := \frac{\text{Nu}_{\text{Öl}} \cdot \lambda_{\text{Öl}}}{d} \quad \boxed{\alpha_i = 2.601 \times 10^3 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}}$$

**Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten α_a am
Rohrwendelwärmetauscher (mantelseitig) nach VDI-WA Gg1-Gg3:**

Querteilungsverhältnis a

$$a := \frac{s_1}{d_a} \quad a = 3.059$$

Längsteilungsverhältnis b:

$$b := \frac{s_2}{d_a} \quad b = 1.294$$

Teilversetzungsverhältnis c:

$$c := \frac{s_3}{d_a} \quad c = 3.059$$

Rohranordnungsfaktor

$$c \geq \frac{a}{4}$$

$$f_A := 1 + \frac{2}{3 \cdot b} \quad f_A = 1.515$$

Hohlraumanteil Ψ :

$$\Psi := 1 - \frac{\pi}{4 \cdot a} \quad \Psi = 0.743$$

Überströmlänge des Einzelrohres l:

$$l := \frac{\pi}{2} \cdot d_a \quad l = 0.013 \text{ m}$$

Reynolds-Zahl:

$$w_F := \frac{F}{\frac{(d_a \cdot W_T^{-2} \cdot s)^2 \cdot \pi}{4}}$$

$$w_F = 9.858 \times 10^{-4} \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\text{Re}_{\Psi,1} := \frac{w_F \cdot l}{\Psi \cdot \nu_F}$$

$$\text{Re}_{\Psi,1} = 33.498$$

Nusselt-Zahl Nu:

$$\text{Nu}_{1,\text{lam}} := 0.644 \sqrt{\text{Re}_{\Psi,1}} \sqrt[3]{\text{Pr}_F}$$

$$\text{Nu}_{1,\text{lam}} = 5.961$$

$$\text{Nu}_{1,\text{turb}} := \frac{0.037 \text{Re}_{\Psi,1}^{0.8} \cdot \text{Pr}_F}{1 + 2.443 \text{Re}_{\Psi,1}^{-0.1} \cdot \left(\frac{2}{\text{Pr}_F^3} - 1 \right)}$$

$$\text{Nu}_{1,\text{turb}} = 0.683$$

$$\text{Nu}_{1,0} := 0.3 + \sqrt{\text{Nu}_{1,\text{lam}}^2 + \text{Nu}_{1,\text{turb}}^2}$$

$$\text{Nu}_{1,0} = 6.3$$

$$\text{Nu}_F := \text{Nu}_{1,0} f_A$$

$$\boxed{\text{Nu}_F = 9.546}$$

$$\alpha_a := \frac{\text{Nu}_F \lambda_F}{l}$$

$$\boxed{\alpha_a = 398.642 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}}$$

k-Berechnung für Rohr mit Kreisquerschnitt

$$k := \frac{1}{\frac{1}{\alpha_a} + \frac{d_a}{2 \cdot \lambda_{St}} \cdot \ln\left(\frac{d_a}{d}\right) + \frac{d_a}{d} \frac{1}{\alpha_i}}$$

$$\boxed{k = 323.912 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}}$$

Wärmestrom:

$$Q_3 := k \cdot A \cdot \Delta T_{\ln}$$

Leistung

$$\boxed{Q_3 = 666.57 \text{W}}$$

Der über den Ölmassenstrom berechnete Wärmestrom Q_1 entspricht dem über den Feedmassenstrom berechneten Wärmestrom Q_2 und dem über die Oberfläche des Wärmetauschers berechneten Wärmestrom Q_3 .

7.1.5.2 Sumpfordampfer ^[8]

Der Sumpfordampfer ist als „Kettle-Reboiler“ ausgeführt. Im Sumpf befinden sich zwei Rohrwendelwärmetauscher mit denselben Spezifikationen des Feedvorwärmers.

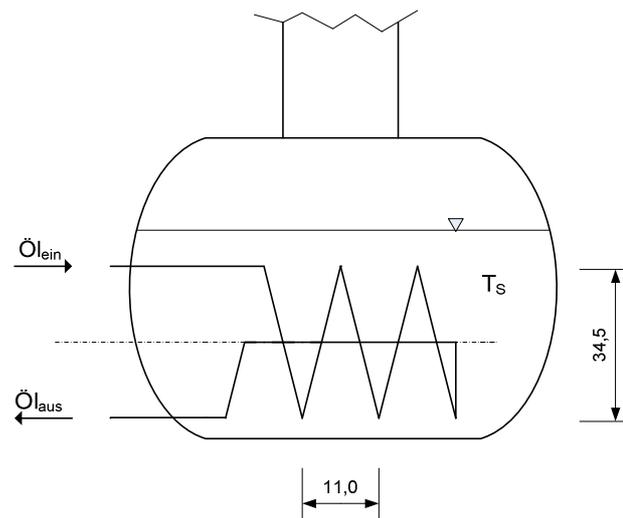


Abbildung 7-6: Skizze des Sumpfordampfers

Angaben, Stoffdaten:

Dampfmenge in Abtriebssäule:	$V_{AS} := 105.882 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$
Verdampfungsenthalpie Sumpf:	$h_{vS} := 43683.32 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$

Temperaturen:

Temperatur Öl am Eintritt:	$T_{\text{Öl.ein}} := 387\text{K}$
Temperatur Öl am Austritt:	$T_{\text{Öl.aus}} := 380\text{K}$
Temperatur im Sumpf:	$T_S := 376.45\text{K}$

Wärmetauscher:

Es befinden sich 2 Wärmetauscher im Sumpf mit folgenden Daten:

Austauschfläche:	$A := 0.07\text{m}^2$
Aussendurchmesser Rohrwendel:	$d_a := 8.5\text{mm}$
Innendurchmesser Rohrwendel:	$d := 6.5\text{mm}$
mittlerer Durchmesser der Rohrwendel:	$D_W := 26\text{mm}$
Querteilung:	$s_1 := 26\text{mm} \quad s_3 := s_1$
Längsteilung:	$s_2 := 11\text{mm}$
Wärmeleitfähigkeit Stahl 1.45.71 (bei 100°C; VDI-WA Dea11):	$\lambda_{\text{St}} := 15 \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$

Thermalöl (Thermia Öl A bei 110°C; VDI-WA Dd37):

spezifische Wärmekapazität:	$c_{p,\text{Öl}} := 2.18 \cdot 10^3 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$
Wärmeleitfähigkeit:	$\lambda_{\text{Öl}} := 0.1234 \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$
dynamische Viskosität:	$\eta_{\text{Öl}} := 1.66 \cdot 10^{-3} \frac{\text{N}\cdot\text{s}}{\text{m}^2}$
Dichte:	$\rho_{\text{Öl}} := 836 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
kinematische Viskosität:	$\nu_{\text{Öl}} := \frac{\eta_{\text{Öl}}}{\rho_{\text{Öl}}}$ $\nu_{\text{Öl}} = 1.986 \times 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$
Temperaturleitzahl:	$a_{\text{Öl}} := \frac{\lambda_{\text{Öl}}}{\rho_{\text{Öl}} \cdot c_{p,\text{Öl}}}$ $a_{\text{Öl}} = 6.771 \times 10^{-8} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$
Prandtl-Zahl:	$\text{Pr}_{\text{Öl}} := \frac{\nu_{\text{Öl}}}{a_{\text{Öl}}}$ $\text{Pr}_{\text{Öl}} = 29.326$
Öl-Geschwindigkeit in der Rohrwendel:	$w_{\text{Öl}} := 1.5 \frac{\text{m}}{\text{s}}$

Berechnung des Wärmestromes mit $Q=m \cdot c \cdot \Delta T$ über das Thermoöl:

Öl-Massenstrom:

$$m_{\text{Öl}} := w_{\text{Öl}} \cdot \frac{d^2 \cdot \pi}{4} \cdot \rho_{\text{Öl}} \quad m_{\text{Öl}} = 0.083 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Wärmestrom:

$$Q_1 := m_{\text{Öl}} \cdot c_{p,\text{Öl}} \cdot (T_{\text{Öl.ein}} - T_{\text{Öl.aus}}) \quad Q_1 = 1.27 \times 10^3 \text{ W}$$

Berechnung des Wärmestromes mit $Q=k \cdot A \cdot \Delta T_{\text{ln}}$:

logarithmische Temperaturdifferenz ΔT_{ln} :

$$\Delta T_{\text{ln}} := \frac{(T_{\text{Öl.ein}} - T_{\text{S}}) - (T_{\text{Öl.aus}} - T_{\text{S}})}{\ln\left(\frac{T_{\text{Öl.ein}} - T_{\text{S}}}{T_{\text{Öl.aus}} - T_{\text{S}}}\right)} \quad \Delta T_{\text{ln}} = 6.427 \text{ K}$$

Wärmedurchgangszahl k :

Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten $\alpha_{i,\text{am}}$
Rohrwendelwärmetauscher (rohrseitig) nach VDI-WA Gc1-Gc2:

Reynoldszahl Öl:

$$\text{Re}_{\text{Öl}} := \frac{w_{\text{Öl}} \cdot d \cdot \rho_{\text{Öl}}}{\eta_{\text{Öl}}} \quad \text{Re}_{\text{Öl}} = 4.91 \times 10^3$$

mittlerer Krümmungsdurchmesser:

$$D := D_{\text{W}} \cdot \left[1 + \left(\frac{s_2}{\pi \cdot D_{\text{W}}} \right)^2 \right] \quad D = 0.026 \text{ m}$$

kritische Reynoldszahl:

$$\text{Re}_{\text{krit}} := 2300 \left[1 + 8.6 \cdot \left(\frac{d}{D} \right)^{0.45} \right] \quad \text{Re}_{\text{krit}} = 1.281 \times 10^4$$

$\text{Re}_{\text{Öl}} \leq \text{Re}_{\text{krit}}$ daraus folgt die Nusseltbeziehung für Laminarströmung

Nusselt-Zahl bei Laminarströmung:

$$m := 0.5 + 0.2903 \left(\frac{d}{D} \right)^{0.194} \quad m = 0.721$$

$$\text{Nu}_{\text{Öl}} := \left[3.66 + 0.08 \left[1 + 0.8 \left(\frac{d}{D} \right)^{0.9} \right] \cdot \text{Re}_{\text{Öl}}^m \cdot \text{Pr}_{\text{Öl}}^{\frac{1}{3}} \right] \quad \boxed{\text{Nu}_{\text{Öl}} = 142.41}$$

$$\alpha_i := \frac{\text{Nu}_{\text{Öl}} \cdot \lambda_{\text{Öl}}}{d} \quad \boxed{\alpha_i = 2.704 \times 10^3 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}}$$

Wärmeübergangskoeffizienten α_a am Rohrwendelwärmetauscher (mantelseitig) nach VDI-WA Hab11 :

Das Sieden bei freier Konvektion entspricht den Verhältnissen beim Kettle-Reboiler

$$\boxed{\alpha_a := 6400 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}}$$

k-Berechnung für Rohr mit Kreisquerschnitt

$$k := \frac{1}{\frac{1}{\alpha_a} + \frac{d_a}{2 \cdot \lambda_{\text{St}}} \cdot \ln \left(\frac{d_a}{d} \right) + \frac{d_a}{d} \cdot \frac{1}{\alpha_i}} \quad \boxed{k = 1.397 \times 10^3 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}}$$

Wärmestrom:

$$Q_2 := k \cdot A \cdot \Delta T_{\text{ln}} \quad \text{Leistung} \quad \boxed{Q_2 = 1.257 \times 10^3 \text{ W}}$$

Berechnung des Wärmestroms mit $Q = m^* \Delta h_v$:

$$Q_3 := V_{\text{AS}} \cdot h_{\text{vS}} \quad \text{Leistung} \quad \boxed{Q_3 = 1.285 \times 10^3 \text{ W}}$$

Der über den Ölmassenstrom berechnete Wärmestrom Q_1 entspricht dem über die Oberfläche des Wärmetauschers berechneten Wärmestrom Q_2 und dem über die Verdampfungsenthalpie berechneten Wärmestrom Q_3 .

7.1.5.3 Kopfkondensator

Die Kolonne ist mit einem Dampfteiler ausgestattet, d.h. der Kopfkondensator kondensiert nicht die gesamte aufsteigende Dampfmenge. Für die Berechnung der Kühlleistung, die benötigt wird um den gesamten Dampfstrom zu kondensieren, muss das externe Rücklaufverhältnis r eingerechnet werden.

Angaben, Stoffdaten :

Verdampfungsenthalpie Destillat:	$h_{vD} := 39016.5 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$
Dampfmenge in Verstärkersäule:	$V_{VS} := 105.882 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$
Temperatur Wasser am Eintritt:	$T_{W,\text{ein}} := 290\text{K}$
Temperatur Wasser am Austritt:	$T_{W,\text{aus}} := 298.5\text{K}$
Volumenstrom Wasser:	$V_W := 85 \frac{\text{l}}{\text{h}}$
externes Rücklaufverhältnis:	$r := 5$

Stoffdaten für Wasser bei 20°C (VDI-WA Dba2):

spezifische Wärmekapazität:	$c_{p,W} := 4.185 \cdot 10^3 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$
Dichte:	$\rho_W := 998.21 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Berechnung des Wärmestroms mit $Q=m \cdot c \cdot \Delta T$:

Massenstrom des Wassers :

$$m_W := V_W \cdot \rho_W \qquad m_W = 0.024 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Q_{gesKopf} :	gesamte Wärmemenge, die für die Kondensation aufgebracht werden muss
Q_R :	Wärmemenge, die vom Kopfkondensator abgeführt wird
Q_D :	Wärmemenge, die von den restlichen Kondensatoren abgeführt wird
m_{ges} :	gesamter Massenstrom der kondensiert wird; entspricht V_{VS}
m_R :	Massenstrom der vom Kopfkondensator kondensiert wird
m_D :	Massenstrom der von den restlichen Kondensatoren kondensiert wird

$$m_{\text{ges}} = m_{\text{R}} + m_{\text{D}}$$

$$Q_{\text{ges.Kopf}} = Q_{\text{R}} + Q_{\text{D}}$$

$$r = \frac{R}{D} = \frac{m_{\text{R}}}{m_{\text{D}}} = \frac{Q_{\text{R}}}{Q_{\text{D}}}$$

$$Q_{\text{ges.Kopf}} = \frac{Q_{\text{R}}}{r} + Q_{\text{R}} = Q_{\text{R}} \left(\frac{1}{r} + 1 \right)$$

$$Q_{\text{R}} := m_{\text{W}} \cdot c_{\text{p,W}} \cdot (T_{\text{W.aus}} - T_{\text{W.ein}})$$

$$Q_{\text{R}} = 838.403 \text{ W}$$

$$Q_{\text{ges.Kopf}} := Q_{\text{R}} \cdot \left(\frac{1}{r} + 1 \right)$$

Leistung

$$Q_{\text{ges.Kopf}} = 1.006 \times 10^3 \text{ W}$$

Berechnung des Wärmestroms mit $Q = m \cdot \Delta h_{\text{v}}$:

$$Q_2 := V_{\text{VS}} \cdot h_{\text{vD}}$$

Leistung

$$Q_2 = 1.148 \times 10^3 \text{ W}$$

Der über den Wassermassenstrom berechnete Wärmestrom $Q_{\text{ges.Kopf}}$ entspricht dem über die Verdampfungsenthalpie berechneten Wärmestrom Q_2 .

7.2 Überprüfung des Druckverlustes über die Kolonne

Für die Überprüfung des Druckverlustes wurde der Sumpf der Kolonne mit reinem Wasser gefüllt. Danach wurde die Kolonne ohne weitere Feedzugabe bei totalem Rücklauf aufgeheizt.

Temperaturen:

$$\text{Sumpftemperatur: } T_S := 376.5\text{K}$$

$$\text{Kopftemperatur: } T_K := 373.5\text{K}$$

Antoine-Parameter von Wasser:

$$A := 8.19625 \quad B := 1730.63 \quad C := 233.426$$

Antoine-Gleichung:

$$p_0(\text{hPa}) = 10^{\frac{A - \frac{B}{C + T(^{\circ}\text{C})}}{}}$$

Dampfdruck im Sumpf:

$$p_{0,S} := 10^{\frac{A - \frac{B}{C + \frac{1}{\text{K}}(T_S - 273.15\text{K})}}{}}$$

$$p_{0,S} = 1.141 \times 10^5 \text{ Pa}$$

Dampfdruck im Kopf:

$$p_{0,K} := 10^{\frac{A - \frac{B}{C + \frac{1}{\text{K}}(T_K - 273.15\text{K})}}{}}$$

$$p_{0,K} = 1.026 \times 10^5 \text{ Pa}$$

$$\Delta p := p_{0,S} - p_{0,K}$$

$$\Delta p = 1.152 \times 10^4 \text{ Pa}$$

Nach dieser Berechnung über die Antoine-Parameter von Wasser beträgt der Druckverlust 115 [hPa] ([hPa]≡[mbar]). Dieser Wert ist sehr unrealistisch, da der Druckverlust nach der Berechnungsmethode von Mackowiak [7] nur ca. 20 [Pa] über die Kolonne beträgt.

Eine weitere Kontrolle mit dem U-Rohrmanometer bestätigt, dass der Druckverlust über die Kolonne praktisch Null ist. Die Fehlerquelle bei der Berechnung über die Antoine-Parameter liegt bei den ungenauen Temperaturmessstellen.

8 Zusammenfassung

Das Ziel dieser Diplomarbeit konnte durch die Inbetriebnahme der *Normag*-Rektifikationskolonne erreicht werden. Für die Instandsetzung wurden Messfühler verkabelt und verlötet, um das Einlesen in ein Prozessleitsystem zu ermöglichen.

Sämtliche Verkabelungen der Pt-100 Temperaturfühler wurden als Vierleitertechnik ausgeführt. Am Kopf der Kolonne wurden zwei Pt-100 Temperaturfühler und ein Durchflussmesser zur Bestimmung der Kondensationswärme des Kopfkondensators installiert. Des Weiteren wurde eine Absolutdruckmessung sowie eine Differenzdruckmessung für die Bestimmung des Druckverlustes über die Kolonne montiert.

Ein Großteil der Arbeit war die Erstellung eines Programmes in der graphischen Programmiersprache „LabView“ und das Einlesen sämtlicher Temperaturmessstellen, Druckmessstellen, der Niveauregelung, der Durchflussmessung und der Dichtemessung im Sumpf und am Kopf der Kolonne sowie die Schaltung des Rücklaufteilers.

Somit war die Grundlage für die hydraulische Auslegung gewährleistet.

Das Hauptproblem der Anlage war die Pumpe, deren Förderleistung im Laufe der Zeit abnahm und so einen Vergleich der Versuche erschwerte. Bei den letzten Versuchen betrug die Förderleistung der Pumpe maximal 7,25 [l/h]. Diese Fördermenge war für die meisten Versuche zu gering um die optimale Belastbarkeit von 60-80 [%] zu erreichen.

Eine Fehlerquelle für die Berechnung war der Feedvorwärmer mit dem Temperatursensor T_8 , der sich mit knapp 1,5 [m] zu weit vom Eintritt in die Kolonne befand und dadurch Wärmeverluste bedingte. Die Voraussetzung, den Einsatz mit Siedetemperatur ($q=1$) in die Kolonne zu fördern, konnte so nicht gewährleistet werden. Der Umbau erfolgte so, dass der Abstand zwischen Temperaturmessstelle T_8 und Kolonneneintritt nur mehr 25 [cm] betrug. Die bestehende Führung der Teflonschläuche ausgehend von der Membranpumpe des Einsatzes stellte eine weitere Fehlerquelle dar, da sie mehrere Schlaufen machte und so die Luft in den Schläuchen nie entweichen konnte. Durch Neugestaltung der Führung war ein Ansammeln von Luft nicht mehr möglich.

Wie sich bei den Versuchen herausstellte, haben die strukturierten Gewebepackungen in der Kolonne bei den gefahrenen Betriebspunkten praktisch keinen Druckverlust. Der Druckverlust lag im Bereich des Messfehlers der Differenzdruckmessung der 2 [mbar] betrug. Die Wärmeverluste der verspiegelten Kolonne waren mit durchschnittlich 110 Watt sehr gering.

In fast allen Versuchen war der Stoffdurchgangskoeffizient k_g der Abtriebssäule um den Faktor 10 kleiner als jener der Verstärkersäule. Im McCabe-Thiele-Diagramm in Abbildung 7-3 fällt auf, dass die Feedkonzentration sehr nahe an der Sumpfkonzentration liegt. Dadurch ergaben sich in der Abtriebssäule viel weniger theoretische Stufen als in der Verstärkersäule. Bei der graphischen Integration war der NTU-Wert der Abtriebssäule somit immer kleiner als in der Verstärkersäule. Daraus folgte ein größerer HTU-Wert im Abtriebsteil als im Verstärkerteil und somit ein kleinerer Stoffdurchgangskoeffizient in der Abtriebssäule. Auf die unterschiedliche Phasenführung in der Verstärkersäule und in der Abtriebssäule ($\dot{L}_{AS} = \dot{L}_{VS} + \dot{F}$) wird hingewiesen. Daraus ergeben sich zwangsläufig unterschiedliche k_g -Werte. Durch einen nicht optimalen Feedzulauf könnte es eine asymmetrische Strömungsbildung in der Abtriebssäule gegeben haben, d.h., die strukturierten Packungen waren nicht gleichmäßig mit Flüssigkeit benetzt.

Die größte Reinheit im Destillat wurde im Versuch 10 mit dem Rücklaufverhältnis $r=5$ mit 85,65 [Mol%] (93,85 [Gew%]) erreicht. Die Sumpfkonzentration betrug 0,573 [Mol%] (1,45 [Gew%]). Der größte Fehler in der Massenbilanz war 0,145 [kg/h].

Um die Kolonne besser auszulasten, müsste eine Einsatzpumpe mit mehr Förderleistung eingebaut werden.

9 Anhang

9.1 Berechnungsprogramm in „MS-Excel“

Für die schnelle Auswertung der Versuchsergebnisse wurde ein Berechnungsprogramm in „MS-Excel“ erstellt, das die Stoff- und Wärmeströme, die hydraulische Auslegung, die Stufenzahlberechnung nach McCabe-Thiele inkl. der Darstellung des Diagramms und die Berechnung von NTU, HTU, HETP und den Stoffdurchgangskoeffizienten k_g durchführt. Im Folgenden werden die Stoff- und Wärmeströme bezogen auf den Versuch 10 mit dem Rücklaufverhältnis $r=5$ dargestellt.

Eingaben						
Feedstrom	Feed-konzentration	Destillat-konzentration	Sumpfkonzentration	Feedtemperatur vor WT	Feedtemperatur nach WT	Kopf-temperatur vor Kond.
F [l/h]	x_{FE} [Mol%]	x_{DE} [Mol%]	x_{SE} [Mol%]	T_{F1} [°C]	T_{F2} [°C]	T_{K1} [°C]
7,25	4,64	85,65	0,573	20	92	79,2
Kopf-temperatur nach Kond.	Sumpfkonzentration vor Kühler	Sumpfkonzentration nach Kühler	Rücklauf-faktor	Druck am Kopf	Druckverlust über VS	Druckverlust über AS
T_{K2} [°C]	T_{S1} [°C]	T_{S2} [°C]	f [-]	p_K [mbar]	Δp [mbar]	Δp [mbar]
79,2	103,3	30	2,51	960	0,12	0,09

Abbildung 9-1: Eingaben des Berechnungsprogrammes

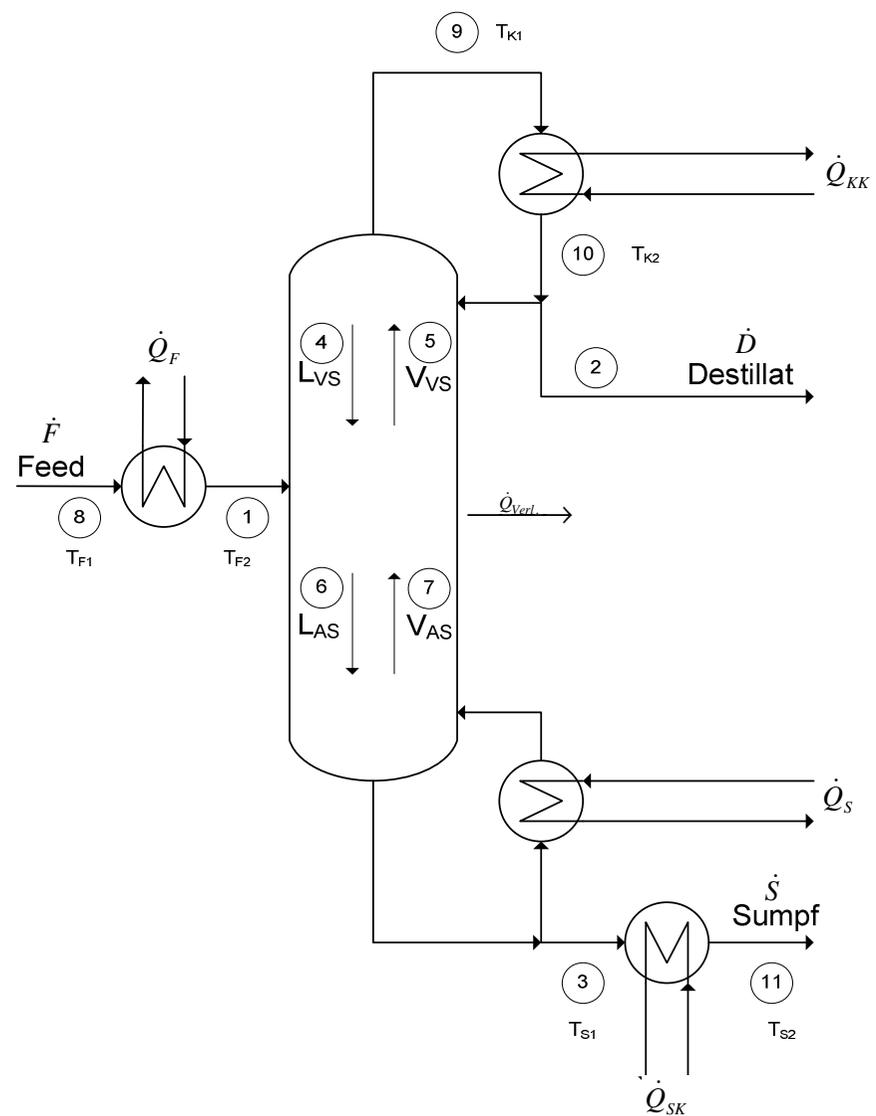


Abbildung 7-1: Fließschema

Die Stromnummern in der Tabelle 9-1 beziehen sich auf Abbildung 7-1.

												r_{\min} 1,99		r_{eff} 5,00	
Stromtabelle															
Stromnummer		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11			
Strombezeichnung		Feed	Destillat	Sumpf	$L_{VS}=R$	V_{VS}	L_{AS}	V_{AS}							
Spezifikation	Einheit														
Volumenstrom	l/h	7,250	0,918	6,409	3,022	3288,776	8,659	3398,870							
Molmasse	kg/kmol	19,317	42,044	18,176	30,681	30,681	18,747	18,747							
Dichte	kg/m ³	983,562	808,121	996,832	895,842	0,988	990,197	0,584							
Molenbruch															
	Ethanol	-	0,0464	0,8565	0,00573				0,046	0,857	0,857	0,006			
	Wasser	-	0,9536	0,1435	0,99427				0,954	0,144	0,144	0,994			
Massenbruch															
	Ethanol	-	0,111	0,939	0,015				0,111	0,939	0,939	0,015			
	Wasser	-	0,889	0,061	0,985				0,889	0,061	0,061	0,985			
Volumskonzentration															
	Ethanol	-	0,136	0,951	0,018				0,136	0,951	0,951	0,018			
	Wasser	-	0,864	0,049	0,982				0,864	0,049	0,049	0,982			
Massenstrom	kg/h	7,131	0,742	6,389	2,707	3,248	8,574	1,985	7,131	3,449	3,449	6,389			
	Ethanol	kg/h	0,789	0,696	0,093										
	Wasser	kg/h	6,342	0,046	6,296										

Molenstrom	mol/h	369,147	17,647	351,501	88,233	105,880	457,381	105,880	369,147	105,880	105,880	351,501
Ethanol	mol/h	40,850	15,114	2,014								
Wasser	mol/h	328,297	2,532	349,487								
cp-Werte(flüssig)												
Ethanol	kJ/(kgK)	3,173	3,005	2,480								
Wasser	kJ/(kgK)	4,257	4,230	4,185								
Mischung	kJ/(kgK)	4,137	3,080	4,160				4,137		3,080	4,160	
Ethanol	kJ/(kmolK)	146,174	138,420	114,240								
Wasser	kJ/(kmolK)	76,694	76,200	75,390								
Mischung	kJ/(kmolK)	79,918	129,492	75,613				79,918		129,492	75,613	
Verdampfungsenthalpie												
Ethanol	kJ/kg	814,31	837,01	915,73								
Wasser	kJ/kg	2285,48	2316,67	2425,27								
Mischung	kJ/kg	2122,68	927,99	2403,35								
Ethanol	kJ/kmol	37515,04	38560,96	42187,73								
Wasser	kJ/kmol	41173,55	41735,46	43691,94								
Mischung	kJ/kmol	41003,80	39016,50	43683,32								
Wärmestrom	kJ/h	10772,53	805,15	10005,29					8648,41	8961,97	4830,91	8057,12
	kW	2,992	0,224	2,779					2,402	2,489	1,342	2,238

					Diese Stoffdaten aus dem Simulationsprogramm „Aspen+“ sind als Fixwerte und nicht temperaturabhängig eingegeben. Müssen bei Veränderungen der Eingaben überprüft werden.							
dyn. Viskosität	Pa s				3,58E-04	1,15E-05	2,96E-04	1,24E-05				
Ethanol	Pa s	-	0,0003657	-								
Wasser	Pa s	-	-	0,000859								
kin. Viskosität	m ² /s				4,00E-07	1,16E-05	2,99E-07	2,13E-05				
Oberflächenspannung	N/m				0,0516776	-	0,058336	-				

Tabelle 9-1: Stromtabelle

Wärmeströme-Energiebilanz									
$\dot{F} + \dot{Q}_F + \dot{Q}_S = \dot{Q}_{KK} + \dot{Q}_{SK} + \dot{D} + \dot{S} + \dot{Q}_{Verl.}$									
		Feed- vorwärmer	Kopf- kondensator	Sumpfprodukt- kühler	Sumpf- verdampfer	Feed (8)	Destillat (2)	Sumpf- produkt (11)	Wärme- verluste
		\dot{Q}_F	\dot{Q}_{KK}	\dot{Q}_{SK}	\dot{Q}_S	\dot{F}	\dot{D}	\dot{S}	$\dot{Q}_{Verl.}$
zugeführter Wärmestrom	kJ/h	2124,12	-	-	4625,18	8648,41			
	kW	0,59	-	-	1,28	2,40			
abgeführter Wärmestrom	kJ/h	-	4131,06	1948,17	-		805,15	8057,12	456,20
	kW	-	1,15	0,54	-		0,224	2,24	0,127

Tabelle 9-2: Wärmeströme

9.2 Relative Flüchtigkeit α_{EW} des binären Gemisches Ethanol/Wasser

Ethanol			Wasser			α_{EW} [-]
x_E [mol/mol]	y_E [mol/mol]	K_E [-]	x_W [mol/mol]	y_W [mol/mol]	K_W [-]	
1,000	1,000	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,975	0,973	0,998	0,025	0,027	1,092	0,913
0,950	0,947	0,997	0,050	0,053	1,062	0,939
0,925	0,923	0,997	0,075	0,077	1,033	0,966
0,900	0,899	0,999	0,100	0,101	1,005	0,994
0,875	0,878	1,003	0,125	0,122	0,979	1,025
0,850	0,857	1,008	0,150	0,143	0,953	1,058
0,825	0,837	1,015	0,175	0,163	0,929	1,093
0,800	0,819	1,024	0,200	0,181	0,905	1,131
0,775	0,801	1,034	0,225	0,199	0,883	1,171
0,750	0,785	1,046	0,250	0,215	0,861	1,215
0,725	0,769	1,061	0,275	0,231	0,840	1,262
0,700	0,754	1,077	0,300	0,246	0,820	1,313
0,675	0,740	1,096	0,325	0,260	0,801	1,368
0,650	0,726	1,117	0,350	0,274	0,782	1,428
0,625	0,713	1,141	0,375	0,287	0,764	1,493
0,600	0,701	1,169	0,400	0,299	0,747	1,564
0,575	0,690	1,199	0,425	0,310	0,730	1,642
0,550	0,678	1,234	0,450	0,322	0,714	1,727
0,525	0,668	1,272	0,475	0,332	0,699	1,820
0,500	0,658	1,316	0,500	0,342	0,684	1,922
0,475	0,648	1,364	0,525	0,352	0,670	2,035
0,450	0,639	1,419	0,550	0,361	0,657	2,161
0,425	0,630	1,481	0,575	0,370	0,644	2,300
0,400	0,621	1,552	0,600	0,379	0,632	2,455
0,375	0,612	1,632	0,625	0,388	0,621	2,628
0,350	0,603	1,723	0,650	0,397	0,610	2,823
0,325	0,594	1,829	0,675	0,406	0,601	3,042
0,300	0,585	1,950	0,700	0,415	0,593	3,291
0,275	0,575	2,092	0,725	0,425	0,586	3,572
0,250	0,565	2,259	0,750	0,435	0,580	3,894
0,225	0,553	2,458	0,775	0,447	0,577	4,264
0,200	0,540	2,698	0,800	0,460	0,575	4,689
0,175	0,524	2,992	0,825	0,476	0,577	5,183
0,150	0,504	3,360	0,850	0,496	0,583	5,759
0,125	0,479	3,832	0,875	0,521	0,595	6,437
0,100	0,446	4,458	0,900	0,554	0,616	7,240
0,075	0,399	5,325	0,925	0,601	0,649	8,201
0,050	0,330	6,604	0,950	0,670	0,705	9,366
0,025	0,217	8,677	0,975	0,783	0,803	10,804
0,000	0,000	0,000	1,000	1,000	1,000	0,000

Tabelle 9-3: Verteilungskoeffizienten und relative Flüchtigkeit

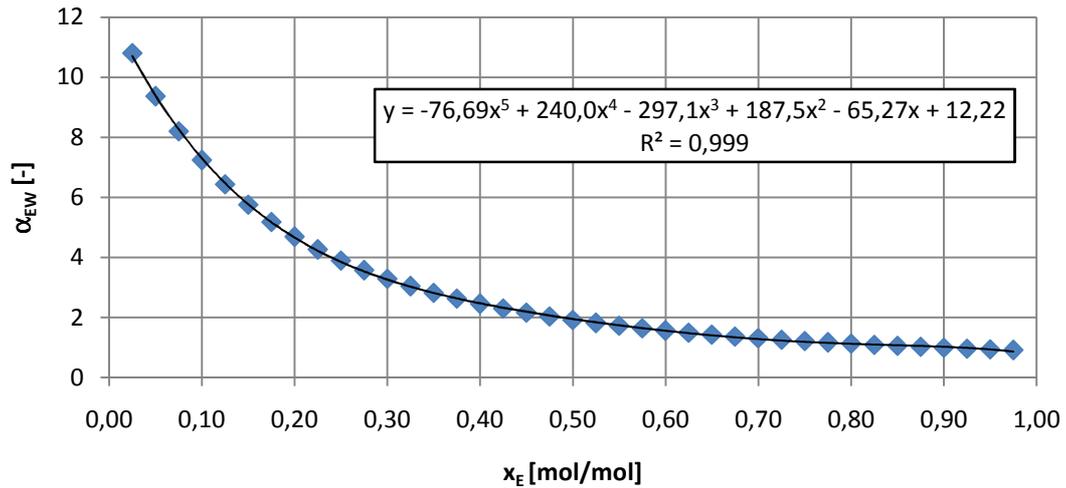


Abbildung 9-2: relative Flüchtigkeit über Ethanolmolenbruch

x_E und y_E sind die gegebenen Gleichgewichtsmolenbrüche, die mit dem Simulationsprogramm „Aspen+“ mit der NRTL-Methode berechnet wurden.

Folgende Formeln werden für die Berechnung in Tabelle 9-3 verwendet:

Molenbruch des Wassers in der Flüssigphase:

$$x_W = 1 - x_E$$

Molenbruch des Wassers in der Dampfphase:

$$y_W = 1 - y_E$$

Verteilungskoeffizienten:

$$K_E = \frac{y_E}{x_E}$$

$$K_W = \frac{y_W}{x_W}$$

Relative Flüchtigkeit bezogen auf Ethanol:

$$\alpha_{EW} = \frac{K_E}{K_W}$$

Um die gemittelte relative Flüchtigkeit $\bar{\alpha}_{EW}$ des binären Gemisches Ethanol/Wasser zu bestimmen, werden die relativen Flüchtigkeiten des Einsatzes, des Sumpfes und des Destillates mit der Ausgleichskurve in Abbildung 9-2 bestimmt.

	x_E [mol/mol]	α_{EW} [-]
Destillat	0,8565	1,067
Feed	0,0464	9,573
Sumpf	0,00573	11,859

Tabelle 9-4: relative Flüchtigkeit vom Destillat/Feed/Sumpf

Die Werte in Tabelle 9-4 für die Molenbrüche im Destillat, Sumpf und Einsatz sind dem Versuch 10 mit dem externen Rücklaufverhältnis fünf entnommen.

Geometrischer Mittelwert der relativen Flüchtigkeit über die Kolonne:

$$\bar{\alpha}_{EW} = (\alpha_{EW-Destillat} * \alpha_{EW-Feed} * \alpha_{EW-Sumpf})^{\frac{1}{3}} = 4,948$$

9.3 Dichtetabelle

Dichte(20°C) [g/ml]	[Gew%] Ethanol	[Vol%] Ethanol	[Mol%] Ethanol	Dichte(20°C) [g/ml]	[Gew%] Ethanol	[Vol%] Ethanol	[Mol%] Ethanol
0,99820	0,0	0,0	0,0	0,91322	51,0	58,8	28,9
0,99813	1,0	1,3	0,4	0,91097	52,0	59,8	29,8
0,99629	2,0	2,5	0,8	0,90872	53,0	60,8	30,6
0,99451	3,0	3,8	1,2	0,90645	54,0	61,8	31,5
0,99279	4,0	5,0	1,6	0,90418	55,0	62,8	32,3
0,99113	5,0	6,2	2,0	0,90191	56,0	63,8	33,2
0,98955	6,0	7,5	2,4	0,89962	57,0	64,8	34,1
0,98802	7,0	8,7	2,9	0,89733	58,0	65,8	35,1
0,98653	8,0	10,0	3,3	0,89502	59,0	66,8	36,0
0,98505	9,0	11,2	3,7	0,89271	60,0	67,7	37,0
0,98361	10,0	12,4	4,2	0,89040	61,0	68,6	38,0
0,98221	11,0	13,6	4,6	0,88807	62,0	69,6	39,0
0,98084	12,0	14,8	5,1	0,88574	63,0	70,5	40,0
0,97948	13,0	16,1	5,5	0,88339	64,0	71,5	41,0
0,97816	14,0	17,3	6,0	0,88104	65,0	72,4	42,1
0,97687	15,0	18,5	6,5	0,87869	66,0	73,3	43,2
0,97560	16,0	19,7	6,9	0,87632	67,0	74,2	44,3
0,97431	17,0	20,9	7,4	0,87396	68,0	75,1	45,4
0,97301	18,0	22,1	7,9	0,87158	69,0	76,0	46,5
0,97169	19,0	23,3	8,4	0,86920	70,0	76,9	47,7
0,97036	20,0	24,5	8,9	0,86680	71,0	77,8	48,9
0,96901	21,0	25,7	9,4	0,86440	72,0	78,6	50,1
0,96763	22,0	26,9	9,9	0,86200	73,0	79,5	51,4
0,96624	23,0	28,1	10,5	0,85958	74,0	80,4	52,7
0,96483	24,0	29,2	11,0	0,85716	75,0	81,2	54,0
0,96339	25,0	30,4	11,5	0,85473	76,0	82,1	55,3
0,9619	26,0	31,6	12,1	0,85230	77,0	83,0	56,7
0,96037	27,0	32,7	12,6	0,84985	78,0	83,8	58,1
0,9588	28,0	33,9	13,2	0,84740	79,0	84,6	59,5
0,95717	29,0	35,1	13,8	0,84494	80,0	85,4	61,0
0,95551	30,0	36,2	14,4	0,84245	81,0	86,2	62,5
0,95381	31,0	37,4	14,9	0,83997	82,0	87,1	64,0
0,95207	32,0	38,5	15,5	0,83747	83,0	87,9	65,6
0,95028	33,0	39,6	16,1	0,83496	84,0	88,7	67,2
0,94847	34,0	40,7	16,8	0,83242	85,0	89,5	68,9
0,94662	35,0	41,9	17,4	0,82987	86,0	90,2	70,6
0,94473	36,0	43,0	18,0	0,82729	87,0	91,0	72,4
0,94281	37,0	44,1	18,7	0,82469	88,0	91,8	74,1
0,94086	38,0	45,2	19,3	0,82207	89,0	92,5	76,0
0,93886	39,0	46,3	20,0	0,81942	90,0	93,2	77,9
0,93684	40,0	47,4	20,7	0,81674	91,0	94,0	79,8
0,93479	41,0	48,4	21,4	0,81401	92,0	94,7	81,8
0,93272	42,0	49,5	22,1	0,81127	93,0	95,4	83,9
0,93062	43,0	50,6	22,8	0,80848	94,0	96,1	86,0
0,92849	44,0	51,6	23,5	0,80567	95,0	96,7	88,1
0,92636	45,0	52,6	24,2	0,80280	96,0	97,4	90,4
0,92421	46,0	53,7	25,0	0,79988	97,0	98,1	92,7
0,92204	47,0	54,7	25,7	0,79688	98,0	98,7	95,0
0,91986	48,0	55,8	26,5	0,79383	99,0	99,3	97,5
0,91766	49,0	56,8	27,3	0,79074	100,0	100,0	100,0
0,91546	50,0	57,8	28,1				

Tabelle 9-5: Dichtetabelle [9]

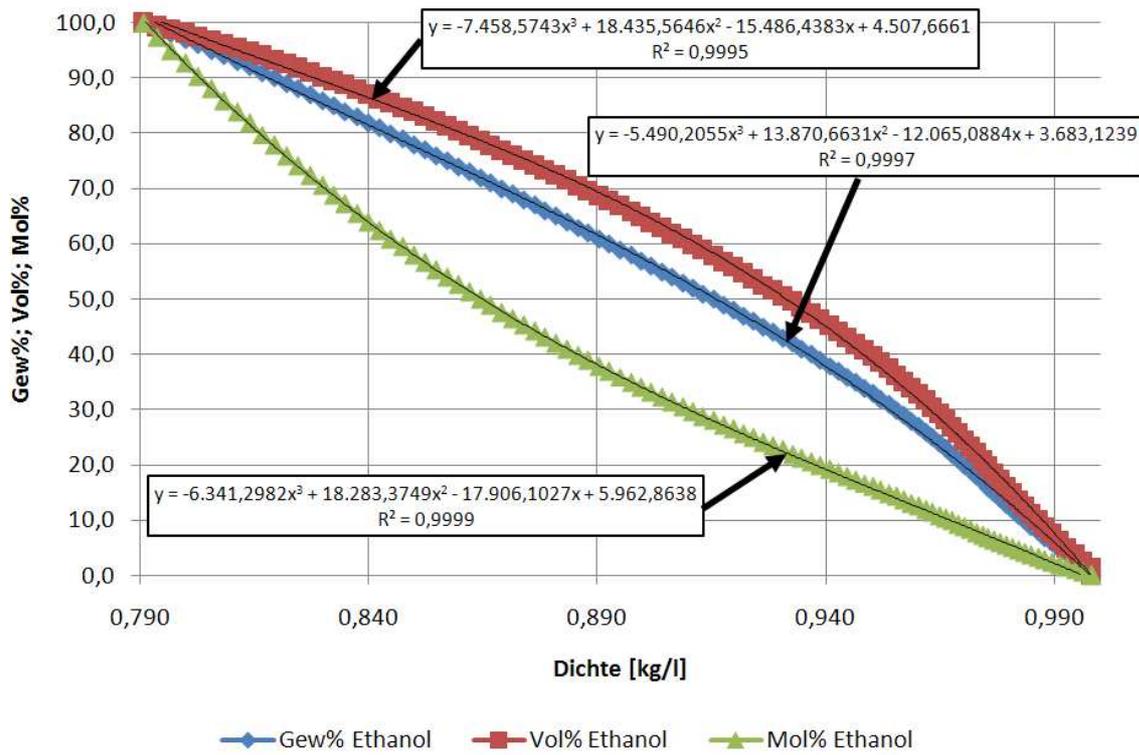


Abbildung 9-3: Konzentrationsverlauf über Dichte

10 Literaturverzeichnis

- [1] Siebenhofer, Matthäus: Thermische Verfahrenstechnik 1 Vorlesung/Destillation, Graz, 2009
- [2] Marr, Rolf: Thermische Verfahrenstechnik 1 Vorlesungsskript/Destillation, Graz, 2007
- [3] Siebenhofer, Matthäus: Thermische Verfahrenstechnik 1 Vorlesung/Absorption, Graz, 2009
- [4] Marr, Rolf: Thermische Verfahrenstechnik 1 Vorlesungsskript/Absorption, Graz, 2007
- [5] Wilding, Jürgen: Aufbau und Inbetriebnahme einer kontinuierlichen Rektifikationsanlage zur Trennung des Gemisches Chlorbenzol/Ethylbenzol, Graz, Techn. Univ., Dipl.-Arb., 1998
- [6] URL: http://www.glasapparate.de/pdf/07_Destillation-Zubehoer_D.pdf [18.11.09].
- [7] Mackowiak, Jerzy: Fluidodynamik von Füllkörpern und Packungen, 2. Aufl., Berlin Heidelberg u.a, Springer, 2003
- [8] Verein Deutscher Ingenieure, VDI-Wärmeatlas, 10.Auflage, Berlin Heidelberg, Springer, 2006
- [9] URL: http://www.hamm-chemie.de/j11/j11db/ethanol_wasser.pdf [18.11.09].