

Bachelorarbeit

Daniel Vasquez Seoane

Untersuchung der technischen und wirtschaftlichen Realisierbarkeit einer dezentralen Alkohol Rektifikationsanlage für die Herstellung von Desinfizier-Gel in Peru

Daniel Vasquez Seoane

**Untersuchung der technischen und
wirtschaftlichen Realisierbarkeit einer
dezentralen Alkohol Rekrifikationsanlage
für die Herstellung von Desinfizier-Gel in
Peru**

Bachelorarbeit eingereicht im Rahmen der Bachelorprüfung

im Studiengang Maschinenbau/ Energie- und Anlagensysteme
am Department Maschinenbau und Produktion
der Fakultät Technik und Informatik
der Hochschule für Angewandte Wissenschaften Hamburg

Erstprüfer/in: Prof. Dr. Ing. Achim Schmidt
Zweitprüfer/in : Prof. Dr. Ing. Thomas Flower

Abgabedatum: 24.04.2014

Daniel Vasquez Seoane

**Untersuchung der technischen und
wirtschaftlichen Realisierbarkeit einer
dezentralen Alkohol Rekrifikationsanlage
für die Herstellung von Desinfizier-Gel in
Peru**

Bachelorarbeit eingereicht im Rahmen der Bachelorprüfung

im Studiengang Maschinenbau/ Energie- und Anlagensysteme
am Department Maschinenbau und Produktion
der Fakultät Technik und Informatik
der Hochschule für Angewandte Wissenschaften Hamburg

Erstprüfer/in: Prof. Dr. Ing. Achim Schmidt
Zweitprüfer/in : Prof. Dr. Ing. Thomas Flower

Abgabedatum: 24.04.2014

Zusammenfassung

Daniel Vasquez Seoane

Thema der Bachelorthesis

Untersuchung der technischen und wirtschaftlichen Realisierbarkeit einer dezentralen Alkohol Rektifikationsanlage für die Herstellung von Desinfizier-Gel in Peru

Stichworte

Auswahl der Rohstoffe, Pressung und Gärung, Destillationsprozess, Dimensionierung der Destillationsblase, Verbrauch an Brennstoff, Leistung der benötigten Pumpen, Effizienz der Rektifikationskolonne, Anzahl der Böden, Produktionsprozess des Desinfizier-Gels, Strom- bzw. Wärmeverbrauch, Wirtschaftliche Analyse, praktische Produktion, Erfolgsanalyse, persönliches Fazit.

Kurzzusammenfassung

In dieser Arbeit wird die Herstellung von Desinfizier-Gel mit Zuckerrohr als Rohstoff dargestellt. Dafür wird eine Rektifikationsanlage die Zeit vielen Jahren außer Betrieb steht untersucht. Die zusätzlichen Apparate des Prozesses werden an die Leistung dieser Rektifikationsanlage angepasst. Als Schlussfolgerung wird erkannt, dass die Produktion von Desinfizier-Gel in Peru sehr niedrige Kosten erzielen kann. Ein Gewinn mit der Vermarktung dieses Produktes ist höchstwahrscheinlich möglich.

Daniel Vasquez Seoane

Title of the paper

Technical and economical Feasibility Study of a decentralized Alcohol Rectification plant for the production of disinfecting gel in Peru

Keywords

Raw material selection, Pressing and Fermentation, Distillation process, Distillation plant dimensioning, Fuel consumption, Pumps performance, Rectification plant Efficiency, Number of Rectification levels, disinfecting gel production process, Energy and Heat consumption, Economy analysis, practical production, Success analysis, Personal opinion

Abstract

This report explains the production of disinfecting gel with sugar cane as Raw material. As part of this research a rectification plant that has been out of duty for a long time will be analysed. The remaining Equipment will be adapted to the performance of the Rectification tower. In conclusion this report supports the business case to produce disinfecting gel in Peru since the production costs are low, and the possibility of gaining a return of investing with good marketing is high.

Inhaltsverzeichnis

1. Themaeführung	6
1.1 Warum Desinfizier-Gel?.....	7
1.1.1 Wirtschaftliche Vorteile	7
1.1.2 Soziale Vorteile	7
1.1.3 Umweltfreundliche Vorteile	7
1.2. Einführung in das Wissen	7
2. Rohstoffe Auswahl	9
2.1 Möglichkeiten der Anpflanzung	9
2.2 Analyse des Zuckerrohrs aus dem nördlichen Teil von Peru ($\approx 900\text{km}^2$).....	10
2.2.1 Vorteile des Zuckerrohrs.....	10
2.2.2 Nachteile des Zuckerrohrs	10
2.2.3 Untersuchung der Ausbeute des Zuckerrohrs	10
2.3 Analyse der Maniok aus dem Urwald von Peru ($\approx 600\text{km}^2$)	13
2.3.1 Vorteile der Maniok	13
2.3.2 Nachteile der Maniok.....	13
2.3.3 Untersuchung des Produktionserfolgs der Maniok	13
2.4 Einkauf von destilliertem Alkohol mit einem Alkoholgehalt von vol-40%.....	14
2.5 Auswertung der Auswahl.....	15
3. Destillation	16
3.1 Nicht kontinuierliche Destillation	16
3.2 Kontinuierliche Destillation.....	17
3.2.1 Schema für eine kontinuierliche Destillationsanlage	18
3.3 Umwandlung der Volumenanteile	19
3.4 Massenbilanz	19
3.5 Umwandlung von Massenanteilen in Molanteile.....	20
3.6 Destillationsanalyse	23
3.6.1 Destillation bei 98°C	23
3.6.2 Destillation bei 92°C	25
3.6.3 Auswertung der Destillationsergebnisse	26
4. Berechnung des Volumens des Destillationsboilers	27
5. Wärmemengen des Destillationsboilers	29
5.1 Erforderliche Heizleistung	29
5.1.2 Berechnung der Wärmeübergangskoeffizient	30
5.1.3 Dimensionierung des Helix-Rohrs	32
5.2 Dampfmenge und Leistung des Kessels (Destillation)	33
5.3 Verbrennungsrechnung.....	34
5.4 Kondensationswärme des Kopfproduktes (Destillation).....	38
5.5 Pumpenleistungen.....	39
6. Rektifikation	40
6.1 Schema der Rektifikationsanlage	40
6.2 Rektifikationsberechnung	42
6.3 Analytische Entwicklung der Gleichgewichtskurve	42
6.3.1 Siedetemperatur mit der Antoine Gleichung ⁵¹	42
6.3.2 Sättigungsdrücke	42
6.4 Graphische Aufbereitung der Gleichgewichtskurve	47
6.5 Berechnung der q-Linie	48
6.6 Rektifikationsanalyse mit $q=1$ (Thiele, McCabe)	50
6.7 Anzahl von Böden und Leistung der Rektifikationsanlage.....	53

7. Dampfmenge und Leistungen (Rektifikation)	54
7.1 Berechnung der Heizleistung.....	54
7.2 Kondensationswärme des Kopfprodukts (Rektifikation).....	54
7.3 Pumpenleistungen.....	55
8. Desinfizier-Gel Produktion (Mischung)	56
8.1 Mengen der Mischung pro Charge.....	56
8.2 Berechnung der Rührwerkleistung.....	57
9. Wirtschaftliche Analyse	58
9.1 Rohstoff Einkaufskosten.....	59
9.2 Stromkosten der Presse.....	60
9.3 Gärungskosten.....	60
9.4 Destillationskosten.....	60
9.5 Rektifikationskosten	60
9.5 Sonstige Kosten	61
9.6 Endpreis-Analyse	62
10. Praktische Produktion des Desinfizier-Gels	63
10.1 Räumlichkeiten	63
10.1.1 Werkhalle.....	63
10.1.2 Lagerraum	63
10.1.3 Labor	63
10.1.4 Büro	63
10.1.5 Sozialraum.....	63
10.1.6 Stellplätze	63
10.2 Mitarbeiter.....	64
10.2.1 Mitarbeiterschema.....	64
10.3 Vermarktung	64
10.4 Erfolgsanalyse	65
11. Persönliches Fazit	65
12. Literaturverzeichnis	66
12.1 Textquellen	66
12.2 Abbildungen.....	68
12.3 Tabellen.....	69
13. Anhang:	70

1. Themaeführung

Zur Herstellung des Gels benötigt man überwiegend Ethanol. Ethanol wird als Rohstoff für sämtliche Produkte in verschiedenen Branchen benutzt. In dieser Arbeit werden die Einzelschritte von der Ernte des Rohstoffes bis zur Produktion des Desinfizier-Gels analytisch erklärt. Für ein besseres Verständnis stellt die Abbildung 1 eine Schema des Prozess dar.

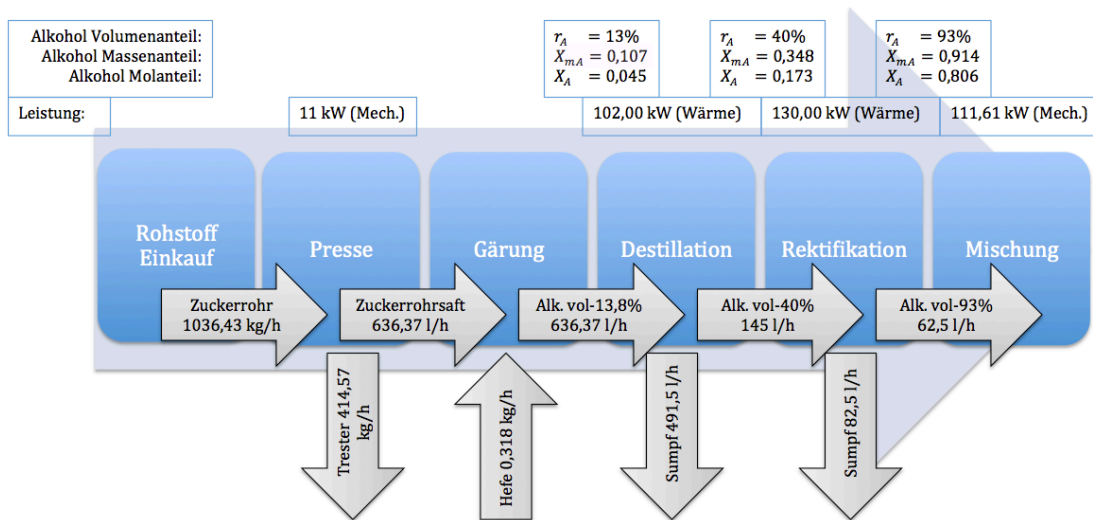


Abbildung 1 – Gesamtschema

Der Prozess zur Herstellung von Desinfizier-Gel in dieser Arbeit besteht aus sechs Schritten: Als erstens kommt die Besorgung des Rohstoffes (Zuckerrohr), diese wird ausgepresst um Zuckerrohrsaft zu erhalten, danach wird die Gärung des Zuckerrohrsafts vorgenommen. Die Glukose wird mit Hilfe einer Hefe in Alkohol umwandelt. In Beziehung zu dem Glukosegehalt des Zuckerrohrs erhält man nach der Gärung einen Alkoholgehalt von bis zur vol-13 %. Das Volumen dieser Menge bleibt ab diesem Moment fest und man versucht, in den nächsten Schritten sie zu trennen und zu reinigen. Demnächst wird eine Blasendestillation durchgeführt. In diesem Schritt erreicht man mit Hilfe einer Verdunstung und Kondensation im konstanter Temperatur eine Trennung der leichtsiedende Komponente (Ethanol) und die schwersiedende Komponente (Wasser u.a.). Nach der Destillation erreicht man einen Alkoholgehalt von ungefähr vol-40% (Zuckerrohr Schnaps). Durch Einsetzung einer Destillationsanlage werden Kosten gespart, da die verbrauchte Wärmemenge dieser Anlage niedriger als die von der Rektifikationsanlage ist. Bei einer Mischung mit einem Alkoholgehalt von vol-40% spürt man immer noch einen Zuckerrohr Geruch und die desinfizierende Eigenschaften sind gering. Um dies zu verbessern und eine Reinheit von bis zu vol-93% zu erreichen, wird ein fünfter Schritt benötigt: die Rektifikation des Alkohols. Bei einer Rektifikation benutzt man eine Kolonne, die aus vielen Stufen zusammengesetzt wird. Dabei fließt Dampf im Gegenstrom. Dann bilden sich bei den einzelnen Stufen Kondensationstropfen. Hiermit erhält man ein gereinigtes Alkohol mit einem hohen Grad. Für die Produktion des Desinfizier-Gels muss dieser Alkohol mit etlichen Chemikalien gemischt werden. Dafür benötigt man einen Mischbehälter mit einem Rührwerk. Nach der Mischung erhält das Endprodukt eine hohe Viskosität und einen Alkoholgehalt von ca.vol-62%. Mit diesem Alkoholgehalt werden innerhalb von 30 Sekunden bis zu 99,9% der Bakterien und Keime entfernt.¹ Üblicherweise erhält man Desinfizier-Gel nur in den Großstädten in Peru. Generell ist es wichtig für die Einwohner der armen Gebiete dieses Landes eine Basishygiene zur Verfügung zu stellen. Diese kann mit der Produktion von Desinfizier-Gel erreicht werden.

¹ Rotter M. (1999). "Hand washing and hand disinfection". Hospital epidemiology and infection control 87.

Diese Arbeit hat als Ziel, die verschiedenen Möglichkeiten für eine private und geringe Produktion des Desinfizier-Gels zu beobachten und zu untersuchen. Dabei wurden die Durchführbarkeit und Wirksamkeit der verschiedenen Möglichkeiten analysiert.

1.1 Warum Desinfizier-Gel?

1.1.1 Wirtschaftliche Vorteile

Die Produktionskosten sind gering und der Prozess ist relativ simpel. Aufgrund der hohen Produktion von Ethanol als Brennstoff in Peru sind die Preise des Rohstoffs billiger geworden.² Die minderbemittelten Bereiche des Landes werden mit einer Alkohol-Rektifikationsanlage eine besondere Entwicklung haben. Das Lebensniveau wird sich dadurch wesentlich erhöhen, das Einkommen gesteigert und die Industrie angestoßen. Es entstehen dadurch neue Arbeitsplätze, die ohne besondere Vorbildung adäquat besetzt werden können.

1.1.2 Soziale Vorteile

Bei mehreren Gebieten in Peru entstehen Fälle von verschiedenen Krankheiten –insbesondere bei Kinder - wegen Mangel an Grundhygiene.³ Gesundheitszentren außerhalb der Hauptstadt haben oft keine ausreichende hygienische Ausrüstung. Desinfizier-Gel und andere hygienische Produkte sind in diesem Fall nicht nur ein sozialer Vorteil sondern auch dringend notwendig.

1.1.3 Umweltfreundliche Vorteile

Der größte Teil des Endproduktes hat einen „grünen“ Ursprung. Es ist also ein pflanzliches und natürliches Produkt, das mehrheitlich aus Wasser und Alkohol besteht.

1.2. Einführung in das Wissen

Die Untersuchung basiert auf einer Alkohol Rektifikationskolonne, die seit langer Zeit außer Betrieb ist. Die Anlage wurde früher für die Wodka Produktion mit einem Volumenstrom von $\dot{V}_{K2} = 62,5 \text{ l/h}$ und einem Alkoholgehalt von vol-93% benutzt. Diese Werte werden als Ausgangspunkt für die Entwicklung einer passenden Destillationsanlage verwendet, sodass keine Produktionsverzögerungen entstehen.

² Diakonisches Werk der EKD e.V. für die Aktion "Brot für die Welt"

³ <http://www.intervida.org/es/publicaciones/noticias-intervida/higiene-en-peru-para-prevenir-enfermedades>



Abbildung 2 - Rektifikationskolonne außer betrieb - Quelle: Eigentümer der Anlage in Peru

In der Abbildung 2 erkennt man ganz rechts den Holzkessel und links die Rektifikationsanlage mit einer Kolonne. In der Mitte befindet sich ein Wasserbehälter. Die Kolonne hat einen Innendurchmesser von 15,24 cm (6 Zoll)

Die üblichen Arbeitsschichten des Personals dauern in Peru acht Stunden. Während dieser Arbeitszeit stellt die Rektifikationsanlage ungefähr 500 l ($\dot{V}_{K2} = 62,5 \frac{\text{l}}{\text{h}}$) rektifizierten Alkohol mit einer Reinheit von vol-93% her. Die dazu gehörige Destillationsanlage muss ein Destillat mit ungefähr vol-40% Alkoholreinheit liefern. Um die Leistung der Rektifikationsanlage voll zu nutzen, muss die Destillationsanlage innerhalb von einer Arbeitsschicht $1162,5 \frac{\text{l}}{8\text{h}}$ erwirtschaften. Das Ergebnis entspricht einem Volumenstrom in der Destillationsanlage von $\dot{V}_K = 145,3 \frac{\text{l}}{\text{h}}$.

In der Destillationsanalyse sowie in der Rektifikationsanalyse wird für Ethanol-Wasser-Mischungen der Anteil mit einer hohen Anzahl von leichtsiedenden Komponenten als „Kopf“ Index „K“ bezeichnet. Beim „Kopf“ entsteht also ein höherer Anteil von Ethanol. Im Gegensatz wird der Anteil mit höherer Anzahl von schwersiedenden Komponenten als „Sumpf“ Index „S“ bezeichnet. Beim „Sumpf“ entsteht also ein höherer Anteil von Wasser.

In meiner Arbeit werden am Anfang verschiedene Rohstoffe für die Produktion des Ethanols analysiert und letztendlich die effizienteste Lösung ausgewählt. Zunächst wird eine Destillationsanlage für die Anforderungen der Rektifikationsanlage entwickelt und angepasst. Die Untersuchung der Rektifikationsanlage wird durchgeführt. Eine Energie- und Wärmebilanz für beide Anlagen wird berechnet. Zum Schluss wird eine wirtschaftliche Analyse realisiert und der Prozess der Produktion des Desinfizier-Gels erklärt.

2. Rohstoffe Auswahl

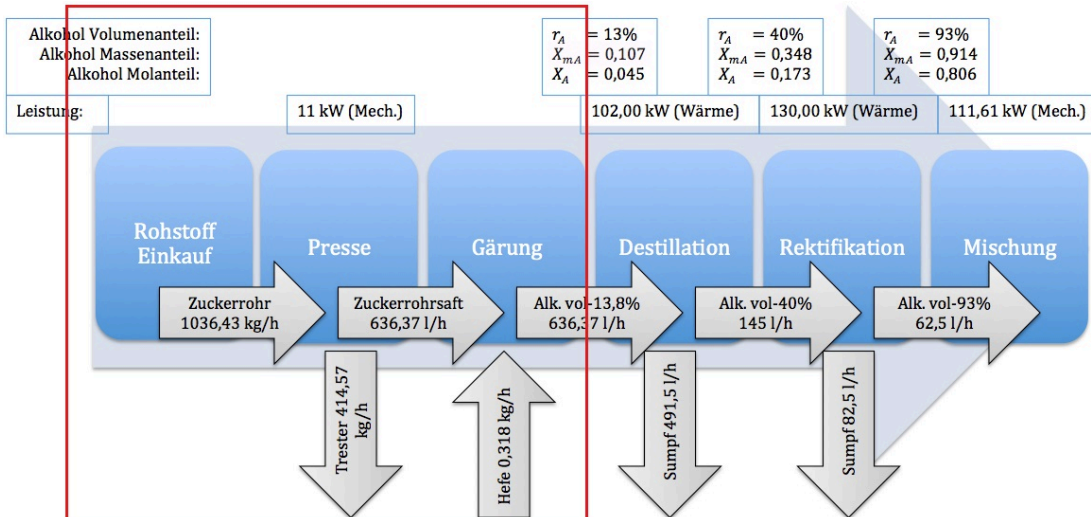


Abbildung 3 - Gesamtschema (erste drei Schritte)

Für die Produktion von Alkohol bzw. Ethanol gibt es eine Vielzahl von möglichen Rohstoffen, die sich in drei verschiedene Gruppen einsortieren lassen:⁴

- Süßstoffe: Most aus verschiedenen Früchten oder Gemüsen mit möglichst hohem Glukosegehalt, z.B. Rote Bete oder Zuckerrohr.
- Stärkehaltige Stoffe: Alle Produkte, die pflanzliche Stärke enthalten wie z.B. Reis, Mais, Weizen, Hafer, Gerste. Sowie auch Knollen und Wurzeln, wie z.B. Kartoffeln und Maniok.
- Zellulosehaltige Stoffe: Holz und ihren Abfall, Stroh, landwirtschaftliche Abfallprodukte, Flüssigkeiten mit Schwefel usw.

2.1 Möglichkeiten der Anpflanzung

In Peru existieren ideale Möglichkeiten, die vorgenannten drei Gruppen zu kultivieren. Die Landwirtschaftsflächen an der nördlichen Küste sind sehr groß und besonders günstig für die Anpflanzung von Zuckerrohr. Andererseits ist das Land im Urwald von Peru eher geeignet für die Anpflanzung von Maniok. Die genannten Rohstoffe sind leicht herzustellen und anspruchslos.⁵

In dieser Arbeit werde ich mich vorwiegend mit der Untersuchung der Alkoholproduktion aus Zuckerrohr und Maniok befassen. Eine weitere Möglichkeit wäre, Alkohol mit ca. vol-40% zu kaufen und direkt mit der Rektifikationsanlage den Alkoholgehalt zu erhöhen.

⁴ Palacio Llamas, Hernán (1956) s.123

⁵ <http://www.mag.go.cr/bibliotecavirtual/tec-cana.pdf>

2.2 Analyse des Zuckerrohrs aus dem nördlichen Teil von Peru ($\approx 900\text{km}^2$)⁶



Abbildung 4 - Zuckerrohr

2.2.1 Vorteile des Zuckerrohrs

Fast 70% des Zuckers, wird weltweit aus Zuckerrohr produziert. Die Anpflanzung ist in Tropische- und Subtropischebereichen üblich. Es verbraucht allerdings viel Wasser und braucht geeignete Erdboden für eine gute Entwicklung der Glukose. Durch Photosynthese kann bis zur 2% der ankommenden Sonnenenergie absorbieren werden. Davon wandelt sich zwischen 14% und 17% zu Saccharose und 14% bis 16% zu Faser.

Die Wachstumszeit des Zuckerrohrs beträgt zwischen 11 und 17 Monate. Die Pflanze kann beschnitten werden; es bilden sich mehrfach Ableger. Nach sieben bis zehn Jahren verliert die Pflanze ihre Kraft und eine Neuanspflanzungen ist vonnöten. Ein Hektar gepflanztes Zuckerrohr absorbiert in der Regel 1000 Tonen Kohlendioxid aus der Atmosphäre.⁷

2.2.2 Nachteile des Zuckerrohrs

Die Ernte des Zuckerrohrs wird in die armen gebiete von Menschen durchgeführt. Dies ergibt eine Minderung in der Ausbeute von bis zur 20%, gleichzeitig erhaltet die Arbeitskraft Bienenstiche sowie Ameisen- und sogar Schlangenbisse.⁸

2.2.3 Untersuchung der Ausbeute des Zuckerrohrs

Dieser Produktionsprozess ist verhältnismäßig preisgünstig und leicht herzustellen. Der Prozess besteht aus vier Schritten:

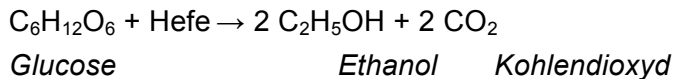
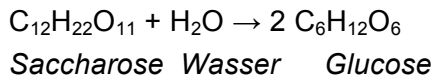
1. Extraktion des Zuckerrohrsafts
2. Gärung
3. Destillation
4. Rektifikation

⁶ <http://www.minag.gob.pe/portal/sector-agrario/agricola/cultivos-de-importancia-nacional/azúcar/generalidades-del-producto24>

⁷ <http://www.bioenergeticos.gob.mx/index.php/bioetanol/proouccion-a-partir-de-cana-de-azucar.html>

⁸ <http://www.monografias.com/trabajos65/sistemas-cosecha-azucar/sistemas-cosecha-azucar2.shtml#xdesvent>

Um möglichst einen hohen Produktionserfolg beim Anbau des Zuckerrohrs zu erzielen, wird die alkoholische Gärung intensiv untersucht. Hierbei wird eine spezifische Hefe (*Saccharomyces Cerevisiae*) benötigt, um Saccharose in Alkohol umzuwandeln:⁹



Um den Alkoholgehalt, der nach der Gärung entsteht, berechnen zu können, ist es notwendig, den Glukosegehalt des Zuckerrohrsafts zu kennen. Dafür verwendet man ein Refraktometer. Durchschnittlich hat das Zuckerrohr in den nördlichen Landesteilen von Peru einen Saccharosegehalt von ungefähr 22 Brix d.h. 22,00g Saccharose (Zucker) pro 100,00g Zuckerrohrsaft. Die SI- Einheit für diesen Wert ist in Gramm pro Liter [g/l] angegeben. Aus diesem Grund ist eine Umwandlung von [Brix] nach [g/l] notwendig:¹⁰

$$\text{Brix} \cdot \left[\left(1 + \frac{4,25 \cdot \text{Brix}}{1000} \right) \cdot 10 \right] = 22 \cdot \left[\left(1 + \frac{4,25 \cdot 22}{1000} \right) \cdot 10 \right] = 240,57 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

Infolgedessen ergeben sich 240,57 g/l für 22 Brix Saccharose.

Nachdem nun die Werte in SI-Einheiten umgewandelt wurden, kann der Alkoholgrad nach der Gärung ermittelt werden. Die Gleichung von Pasteur besagt, dass die Gay-Lussac-Gleichung¹¹ nur 90% der Zucker in Ethanol umgewandelt wird. Der Rest entsteht aus andere Substanzen, wie z.B.: Glycerin, Essigsäure, Polyalkohole usw.¹²

Nach Pasteur entsteht bei einer erfolgreichen Gärung für 100g Zucker bis zur 46g Ethanol. Mit Hilfe des Dreisatzes wird die Menge des Ethanols bestimmt:

$$\begin{array}{l} 240,57\text{g/l} \text{ -----} > 100,00\% \\ x \text{ -----} > 46,00\% \end{array}$$

$$x = 110,66 \text{ g Ethanol pro Liter Zuckerrohrsaft}$$

Für eine erfolgreiche Gärung ist eine Temperatur zwischen 28°C und 35 °C zu empfehlen. Bei dieser Untersuchung wird von 30°C ausgegangen. Je Höher die Temperatur ist, desto schlechter wirkt die Hefe. Bei 55°C ist die Hefe einflusslos.¹³

Die Dichte des Ethanols bei 30°C liegt bei ungefähr 0,8 g/mL. Wenn die Dichte und Masse bekannt sind, kann man das Volumen ausrechnen:

⁹ <http://www.aulafacil.com/Vino/Lecc-8.htm>

¹⁰ <http://www.schnapsbrennen.at/zuckerAlkohol.php>

¹¹ <http://www.spektrum.de/lexikon/biologie/alkoholische-gaerung/2124>

¹² <http://www.utu.edu.uy/Escuelas/departamentos/canelones/vitivinicultura/Laboratorio/Modulo%20propedeutico%20Teorico/Azucar%20en%20mosto%20y%20alcohol%20en%20potencia.pdf>

¹³ <http://www.redalyc.org/pdf/2231/223120661006.pdf>

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{110,66 \text{ g}}{0,8 \text{ g/mL}} = 138,32 \text{ mL}$$

Nach dieser Gleichung kann festgestellt werden, dass der Zuckerrohrsaft mit 22 Brix Glukose einen potenziellen Alkoholgehalt von 13,83% besitzt.

Um die Glukosemenge, die für die Gewinnung von 1 Liter Alkohol (800 Gramm) gebraucht wird, benutzt man wieder den Dreisatz:

$$\begin{array}{rcl} 800,00\text{g} & \text{-----}> & 46,00\% \\ x & \text{-----}> & 100,00\% \end{array}$$

$$x = 1739,13 \text{ g} = 1,73 \text{ Glukose kg pro Ethanol L}$$

Da der Zuckerrohr 22 Brix Glukose hat, kann man die Menge des Zuckerrohrsaft auch berechnen:

$$\begin{array}{rcl} 1,73 \text{ kg} & \text{-----}> & 22,00 \\ x & \text{-----}> & 100,00 \end{array}$$

$$x = 7,90 \text{ Zuckerrohrsaft kg pro Ethanol L}$$

Eine effektive Extraktion des Zuckerrohrsafts durch Pressen aus dem Zuckerrohr ergibt zwischen 58% und 63% Saft.¹⁴ Daraus berechnet man die Gesamtmenge des Rohstoffs für 1 Liter Ethanol:

Fall 1

Fall 2

$$\begin{array}{rcl} 7,90 \text{ kg} & \text{-----}> & 58,00\% \\ x & \text{-----}> & 100,00 \% \end{array}$$

$$\begin{array}{rcl} 7,90 \text{ kg} & \text{-----}> & 63,00\% \\ x & \text{-----}> & 100,00 \% \end{array}$$

$$x = 13,62 \text{ kg}$$

$$x = 12,54 \text{ kg}$$

Nach dieser Analyse stellt man fest, dass für die Extraktion von 1 Liter Ethanol zwischen 12,54 kg und 13,62 kg Zuckerrohr verbraucht werden. Hiermit ergibt sich eine Ausbeute von 7,34% bis 7,97%.

¹⁴ <ftp://ftp.fao.org/docrep/fao/010/a1525s/a1525s05.pdf>

2.3 Analyse der Maniok aus dem Urwald von Peru ($\approx 600\text{km}^2$)¹⁵



Abbildung 5 - Maniok

2.3.1 Vorteile der Maniok¹⁶

Maniok ist eine tropische Wurzel mit einem hohen Wert in Pflanzenstärke. Besitzt eine große Toleranz gegenüber biotischem Stress (Pest und Pflanzenseuche). Wenn man denn richtigen Dünger benutzt und zum richtigen Zeitpunkt die Maniok einpflanzt ist sie für den Anbau im Urwald gut geeignet. Es ergeben sich weiterhin niedrige Produktionskosten.

2.3.2 Nachteile der Maniok

Bezüglich der Alkoholproduktion entstehen bei dem Prozess mit Maniok als Rohstoff zusätzliche Kosten. Es ist nämlich notwendig, nach der Extraktion der Pflanzenstärke die noch in Glukose umzuwandeln, bevor die Gärung erfolgt. Die Bearbeitung der Maniok muss innerhalb von 48 Stunden nach der Ernte erfolgen, um physiologische und mikrobielle Beschädigungen zu vermeiden.¹⁷

2.3.3 Untersuchung des Produktionserfolgs der Maniok

Im Vergleich zum Rohzuckerprozess entsteht dieser Prozess aus 5 Schritten:

1. Extraktion der Pflanzenstärke
2. Umwandlung der Pflanzenstärke in Glukose
3. Gärung
4. Destillation
5. Rektifikation

Es gibt zwei Alternativen für die Extraktion der Pflanzenstärke: Die feuchte Extraktion und die trockene Extraktion. Bei der feuchten Extraktion entsteht Restwasser mit einer hohen organischen Belastung sowie giftige Zyanid-Komponenten, die in Wasser aufgelöst werden und Cyanwasserstoff (Blausäure) freisetzen. Die feuchte Methode ist traditioneller, aber giftig. In dieser Arbeit wird die trockene Methode untersucht.¹⁸

¹⁵ <http://www.monografias.com/trabajos52/demanda-yuca/demanda-yuca2.shtml>

¹⁶ <http://www.lamolina.edu.pe/investigacion/programa/yuca/>

¹⁷ <http://www.fao.org/ag/esp/revista/0610sp1.htm>

¹⁸ Velásquez Lara, José (1975)

Trockene Extraktion der Pflanzenstärke:

Nach der Ernte der Maniok werden sie maschinell durch Reibung gesäubert. Die Schalen werden auch verwendet, da sie auch Pflanzenstärke enthalten. Danach kommt die Zerkleinerung, wobei das Pflanzenstärkegranulat von der Faser ganz abgetrennt wird. Für die Austrocknung und Vermahlung braucht man zwei Stufen, sodass man eine Feuchte von 12% erhält und wird bei einer Temperatur von 60°C für 40 Minuten gemahlen. Zuletzt durchläuft alles durch vier Siebe mit drei verschiedenen Drehzahlen und Netzen von 100, 90, 71 und 41µm. Somit werden durchschnittlich 20% bis 25% des Rohstoffs als Pflanzenstärke extrahiert. Der Rest kann als organischer Kompost verwendet werden.¹⁹

Mit der resultierenden Pflanzenstärke erfolgt der nächste Schritt: Die Umwandlung von Pflanzenstärke in Glukose. Dies wird mit einer enzymatischen Hydrolyse und einer strengen Steuerung des PH-Werts durchgeführt. Bei einer erfolgreichen Umwandlung erhält man 52,4% Glukose aus dem Anfangswert der Pflanzenstärke.²⁰

Ab diesem Punkt wiederholt sich die Analyse der Ausbeute. Es wird hierbei die Menge an Rohstoff, die für die Produktion von einem Liter Ethanol erforderlich ist, untersucht. Der Wert an Glukose ist auch 1,73kg (*Siehe 1.1.3*)

$$\begin{array}{rcl} 1,73 \text{ kg} & \text{-----}> & 52,40 \text{ g} \\ x & \text{-----}> & 100,00 \text{ g} \end{array}$$

$$x = 3,30 \text{ kg Pflanzenstärke/ Ethanol L}$$

Es werden also 3,30 kg Pflanzenstärke für 1,73 kg Glukose verbraucht.

$$\begin{array}{rcl} 3,30 \text{ kg} & \text{-----}> & 20 \% \\ x & \text{-----}> & 100 \% \end{array}$$

$$x = 16,50 \text{ kg Maniok/ Ethanol L}$$

Mit 16,50 kg Maniok erhält man ein Liter Ethanol, das entspricht einer Ausbeute von 6,06%.

2.4 Einkauf von destilliertem Alkohol mit einem Alkoholgehalt von vol-40%.

Um den Produktionsprozess zu verkürzen entsteht die Möglichkeit destillierten Alkohol zu kaufen. Hiermit würde die Destillation in dem Prozess komplett ausfallen. Im Grunde genommen wird der destillierte Alkohol als Rohstoff betrachtet und der Prozess direkt mit der Rektifikation begonnen. Die Preise des destillierten Alkohols liegen rund um die 2,00 „Nuevos Soles“ (Peruanische Währung), dies entspricht 0,52 Euro.

Im *Punkt 9* dieser Arbeit wird eine wirtschaftliche Analyse durchgeführt und beide Alternativen verglichen.

¹⁹ <http://extracciondealmidon.blogspot.de/2011/09/extraccion-de-almidon-de-yuca.html>

²⁰ <http://www.unicauca.edu.co/biotecnologia/ediciones/vol3/Art38.pdf>

2.5 Auswertung der Auswahl

Nach dem Vergleich der beiden analysierten Rohstoffe wird festgestellt, dass die Ausbeute des Zuckerrohrs größer als die von Maniok ist und die Produktionskosten niedriger sind. Aus diesem Grund wird die nachfolgende Untersuchung mit Zuckerrohr als Rohstoff durchgeführt.

3. Destillation

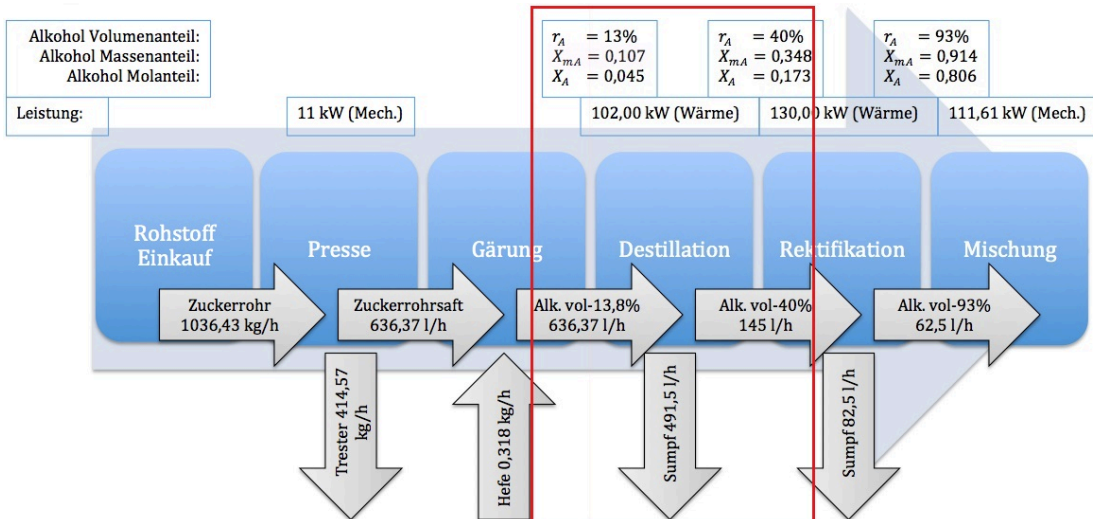


Abbildung 6 - Gesamtschema (Schritt nr.4 Destillation)

Die Destillation hat als Ziel, die leichtsiedenden Komponenten von einem Gemisch zu extrahieren. Dieses Gemisch wird bis zur kompletten Ausnutzung bzw. Verdunstung bearbeitet. In diesem Fall wird Zuckerrohrsaft nach der Gärung destilliert.

3.1 Nicht kontinuierliche Destillation²¹

Eine nicht kontinuierliche Destillation arbeitet mit Chargenzeiten. Dies bedeutet, dass es kein durchgehender Betrieb ist.

Der simpelste Apparat für die Durchführung einer Destillation ist der Destillierhelm auch Alambic genannt. Er besteht aus vier Teilen:

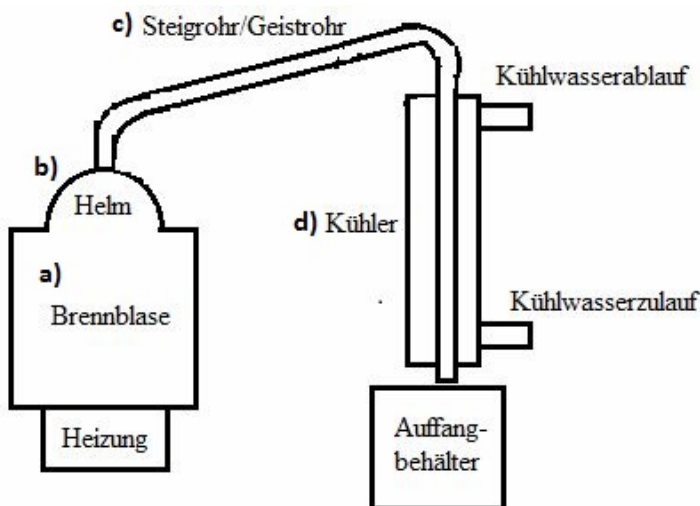


Abbildung 7 - Diskontinuierliche Destillation
Quelle: <http://www.bauanleitung.org/diverses/bauanleitung-destille/>

- a. Die *Brennblase* oder der *Boiler*. Hier wird der gegorenen Zuckerrohrsaft direkt mit Feuer oder mit Dampf erhitzt.

²¹ Palacio Llamas, Hernán (1956) s.327

- b. Der *Helm* oder *Trichter* ist eine Art Düse, die auf den Boiler gesetzt wird, um die Verdampfungsgase zu empfangen. Außerdem löst er die entstehenden Blasen und den Schaum auf.
- c. Der *Steigrohr/Geistrohr* wirkt als Leitung für die Dämpfe und transportiert sie.
- d. Der *Kondensator/Kühler* kühlt diese Dämpfe bis sie wieder flüssig werden.

Aus dem Kondensator fließt das Endprodukt heraus. Als erstens kommt der „Kopf“. Dieser Teil enthält die Mehrheit der leichtsiedenden Komponenten. Er hat daher einen größeren Alkoholgehalt. Dieser Gehalt nimmt konstant bis zum Nullstand ab (Destilliertes Wasser). Der restliche Teil des Destillats enthält kaum noch leichtsiedende Komponenten und wird „Sumpf“ genannt. Diese Destillationsart ist nicht kontinuierlich.

3.2 Kontinuierliche Destillation²²

Die kontinuierliche Destillation wird normalerweise bei größeren Produktionsmengen angesetzt. Der gegorenen Zuckerrohrsaft wird in einer Destillationsanlage kontinuierlich eingeströmt. In dieser Anlage fließen Kopf- und Sumpfprodukten fortlaufend. Der gegorenen Zuckerrohrsaft strömt in die Mitte des Boilers ein (Zufuhr). In dem oberen Teil des Boilers sammeln sich die leichtsiedenden Komponenten (Kopfprodukte), die kontinuierlich abgeführt werden. Gleichzeitig sammeln sich in dem unteren Teil des Boilers die Sumpfprodukte, die auch ständig abgeführt werden. Für die Anpassung an der Rektifikationsanlage wird eine kontinuierliche Destillationsanlage untersucht.

²² Palacio Llamas, Hernán (1956) s.329

3.2.1 Schema für eine kontinuierliche Destillationsanlage ²³

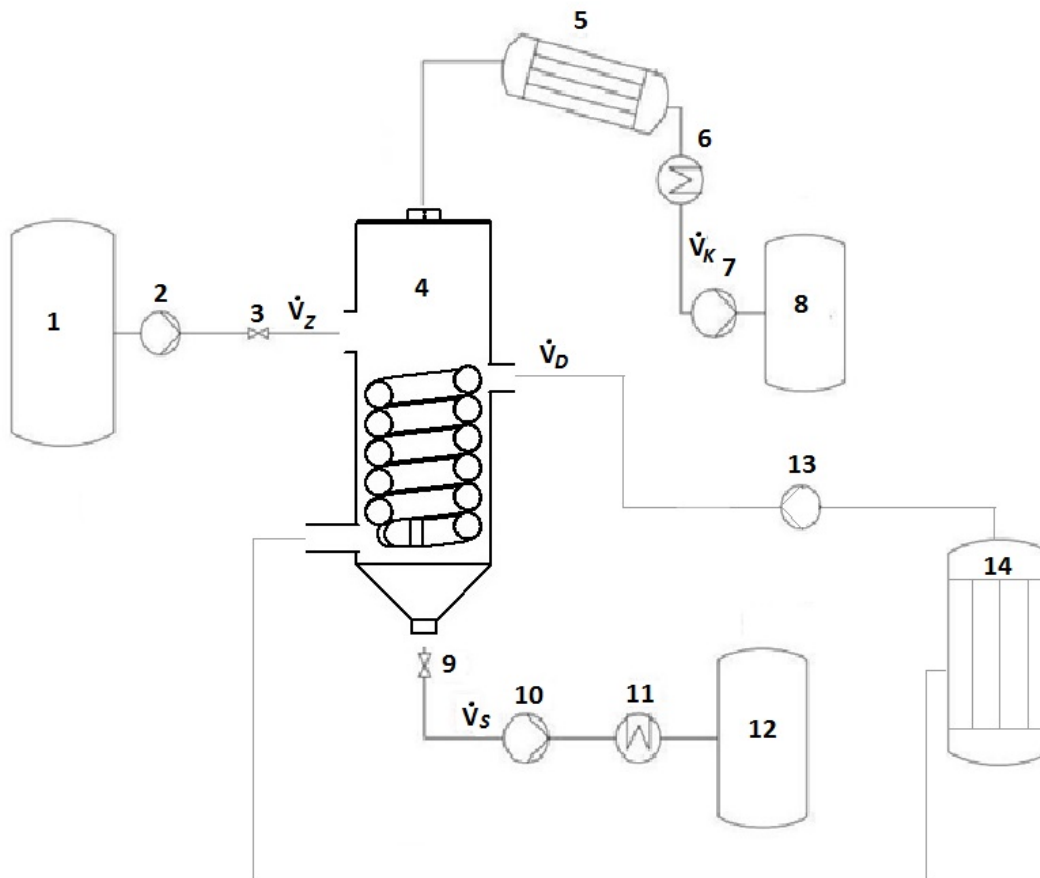


Abbildung 8 - Destillationsschema

- 1) Lagertank (gegorener Zuckerrohrsaft)
- 2) Gegorener Zuckerrohrsaftpumpe
- 3) Zulaufdüse
- 4) Destillationsblase (Boiler)
- 5) Kondensator
- 6) Wärmetauscher (Cooler)
- 7) Kopfproduktpumpe
- 8) Lagertank (Kopfprodukte)
- 9) Ablaufdüse
- 10) Sumpfproduktpumpe
- 11) Wärmetauscher (Cooler)
- 12) Lagertank (Sumpfprodukte)
- 13) Dampfpumpe
- 14) Tresterkessel

Unter diesen Umständen wird die wirksamste Methode für eine kontinuierliche Destillation des gegorenen Zuckerrohrsafts analysiert.

²³ Sankol, Bernd - Thermische Verfahrenstechnik Skript 3-5

3.3 Umwandlung der Volumenanteile

In *Punkt 2.1.3* wurde nachgewiesen, dass Zuckerrohrsaft nach der Gärung einen Alkoholgehalt von ungefähr vol-13,8% besitzt. Dieser Wert entspricht einem Volumenanteil von $r_{\rho AZ} = 0,138$.

Unter dieser Berücksichtigung, dass die Zusammensetzung des Zuckerrohrsafts nach der Gärung fast nur noch aus Wasser und Alkohol besteht, kann man die anderen Komponenten vernachlässigen. Nun wird der vergärende Zuckerrohrsaft als ein Gemisch aus zwei Komponenten behandelt: Ethanol (Index A) und Wasser (Index B).

Technische Daten:

Dichte des Ethanols: $\rho A = 800 \frac{kg}{m^3}$

Dichte des Wassers: $\rho B = 1000 \frac{kg}{m^3}$

Volumenanteil des Ethanols in gegorener Zuckerrohrsaft: $r_{\rho AZ} = 0,138$

Volumenanteil des Wassers in gegorener Zuckerrohrsaft: $r_{\rho BZ} = 0,862$

Umwandlung von Volumenanteilen ($r_{\rho AZ}$ und $r_{\rho BZ}$) in Massenanteilen (X_{mAZ} – Ethanol in gegorener Zuckerrohrsaft, und X_{mBZ} – Wasser in gegorener Zuckerrohrsaft):²⁴

$$X_{mAZ} = \frac{r_{\rho AZ} \cdot \rho A}{r_{\rho AZ} \cdot \rho A + r_{\rho BZ} \cdot \rho B} = \frac{0,138 \cdot 800 \frac{kg}{m^3}}{0,138 \cdot 800 \frac{kg}{m^3} + 0,862 \cdot 1000 \frac{kg}{m^3}} = \mathbf{0,114}$$

$$X_{mBZ} = 1 - X_{mAZ} = 1 - 0,113 = \mathbf{0,886}$$

Es wird versucht, nach der Destillation ein Alkoholgehalt von ungefähr vol-40% zu erreichen. Das entspricht einem Volumenanteil im Kopfprodukt von $r_{\rho AK} = 0,4$.

Umwandlung von Volumenanteilen in Massenanteile des Kopfprodukts:
Massenanteil des Ethanols in Kopfprodukt

$$X_{mAK} = \frac{r_{\rho AK} \cdot \rho A}{r_{\rho AK} \cdot \rho A + r_{\rho BK} \cdot \rho B} = \frac{0,4 \cdot 800 \frac{kg}{m^3}}{0,4 \cdot 800 \frac{kg}{m^3} + 0,6 \cdot 1000 \frac{kg}{m^3}} = \mathbf{0,348}$$

Massenanteil des Wassers in Kopfprodukt

$$X_{mBK} = 1 - X_{mAK} = 1 - 0,348 = \mathbf{0,652}$$

3.4 Massenbilanz²⁵

Um die Massenbilanz zu erstellen, benötigt man den Massenstrom des Kopfprodukts.

Dichte des Kopfprodukts:

²⁴ Baehr, Hans Dieter – Kabelak, Stephan (2009) 14. Auflage s.235

²⁵ Mersmann, Alfons – Thermische Verfahrenstechnik s.10

$$\rho K = \rho A \cdot X_{mAK} + \rho B \cdot X_{mBK} = 800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,348 + 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,652 = \mathbf{930,4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

Massenstrom des Kopfprodukts:

$$\dot{m}K = \dot{V}_K \cdot \rho K = 145,3 \frac{\text{l}}{\text{h}} \cdot 930,4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 10^{-3} = \mathbf{135,187 \frac{\text{kg}}{\text{h}}} \text{ (Siehe Punkt 1.2)}$$

Der Zulaufmassenstrom ergibt sich von der Summe des Kopfproduktmassenstroms und Sumpfproduktmassenstroms:

$$\dot{Z} = \dot{K} + \dot{S}$$

$$\dot{m}Z \cdot X_{mAZ} = \dot{m}K \cdot X_{mAK} + \dot{m}S \cdot X_{mAS}$$

Als Volumenanteil für das Sumpfprodukt werden $r_{AS} = 0,06$ angenommen, dies entspricht einen Massenanteil von $X_{mAS} = 0,049$.²⁶

$$\dot{m}S = \dot{m}K \cdot \frac{X_{mAK} - X_{mAZ}}{X_{mAZ} - X_{mAS}} = 135,187 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{0,348 - 0,114}{0,114 - 0,049} = \mathbf{486,673 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}$$

Mit dem berechneten Massenstrom des Sumpfprodukts kann der Zulaufmassenstrom ausgerechnet werden:

$$\dot{m}Z = \dot{m}K + \dot{m}S = 135,187 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 486,673 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = \mathbf{621,860 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}$$

Mit dem Zulaufmassenstrom und der Dichte des gegorenen Zuckerrohrsafts kann man den Zulaufvolumenstrom ausrechnen.

Dichte des gegorenen Zuckerrohrsafts:

$$\rho Z = \rho A \cdot X_{mAZ} + \rho B \cdot X_{mBZ} = 800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,114 + 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,886$$

$$\rho Z = \mathbf{977,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

Zulaufvolumenstrom:

$$\dot{V}Z = \frac{\dot{m}Z}{\rho Z} = \frac{621,860 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{977,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \cdot 10^3 = \mathbf{636,369 \frac{\text{l}}{\text{h}}}$$

3.5 Umwandlung von Massenanteilen in Molanteile

Technische Daten:

$$\text{Molare Masse des Ethanol } \text{C}_2\text{H}_5\text{OH: } M_A = 46,069 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

²⁶ Auskunft der Firma "Agroindustrial Don Eduardo" - Juanjui - Peru

Molare Masse des Wassers H₂O: $M_B = 18,015 \frac{kg}{kmol}$

Um die Molanteile des Ethanol innerhalb des gegorenen Zuckerrohrsafte (X_{AZ}) zu berechnen, verwendet man diese Gleichung:

$$X_{AZ} = \frac{X_{mAZ}}{X_{mAZ} + X_{mBZ} \cdot \frac{M_A}{M_B}} = \frac{0,114}{0,114 + 0,886 \cdot \frac{46,069 \frac{kg}{kmol}}{18,015 \frac{kg}{kmol}}} = \mathbf{0,048}$$

Danach wird die gesamte molare Masse des Gemisches (M_{ges}) berechnet:

$$M_{gesZ} = X_A \cdot M_A + X_B \cdot M_B = 0,048 \cdot 46,069 \frac{kg}{kmol} + 0,952 \cdot 18,015 \frac{kg}{kmol}$$
$$M_{gesZ} = \mathbf{19,361 \frac{kg}{kmol}}$$

Mit den errechneten Werten wird die molare Strömung des Zulaufs (\dot{Z}) bestimmt:

$$\dot{Z} = \frac{\dot{m}_Z}{M_{ges}} = \frac{621,860 \frac{kg}{h}}{19,361 \frac{kg}{kmol}} = \mathbf{32,119 \frac{kmol}{h}}$$

Die Molanteile des Ethanol entsprechen 0,048. Dieser Wert wird in der X-Achse des Siedediagramms Ethanol-Wasser bei 1013 mbar als eine senkrechte Gerade gezeichnet, damit bezeichnet man die minimale und maximale Temperatur (T_{min} und T_{max}). Um T_{min} zu finden wird eine waagerechte Linie vom Schnittpunkt zwischen der Siedelinie und die Molanteil-Gerade bis zur der Y-Achse des Diagramms gezeichnet. Der gleiche Vorgang wiederholt sich für die Bezeichnung von T_{max} mit dem Schnittpunkt zwischen der Taulinie und der Molanteil-Gerade. Dabei wird auch der Bereich für eine erfolgreiche Destillation mit Trennung der Komponenten dargestellt (rote Markierung). *Siehe Abb. 9*

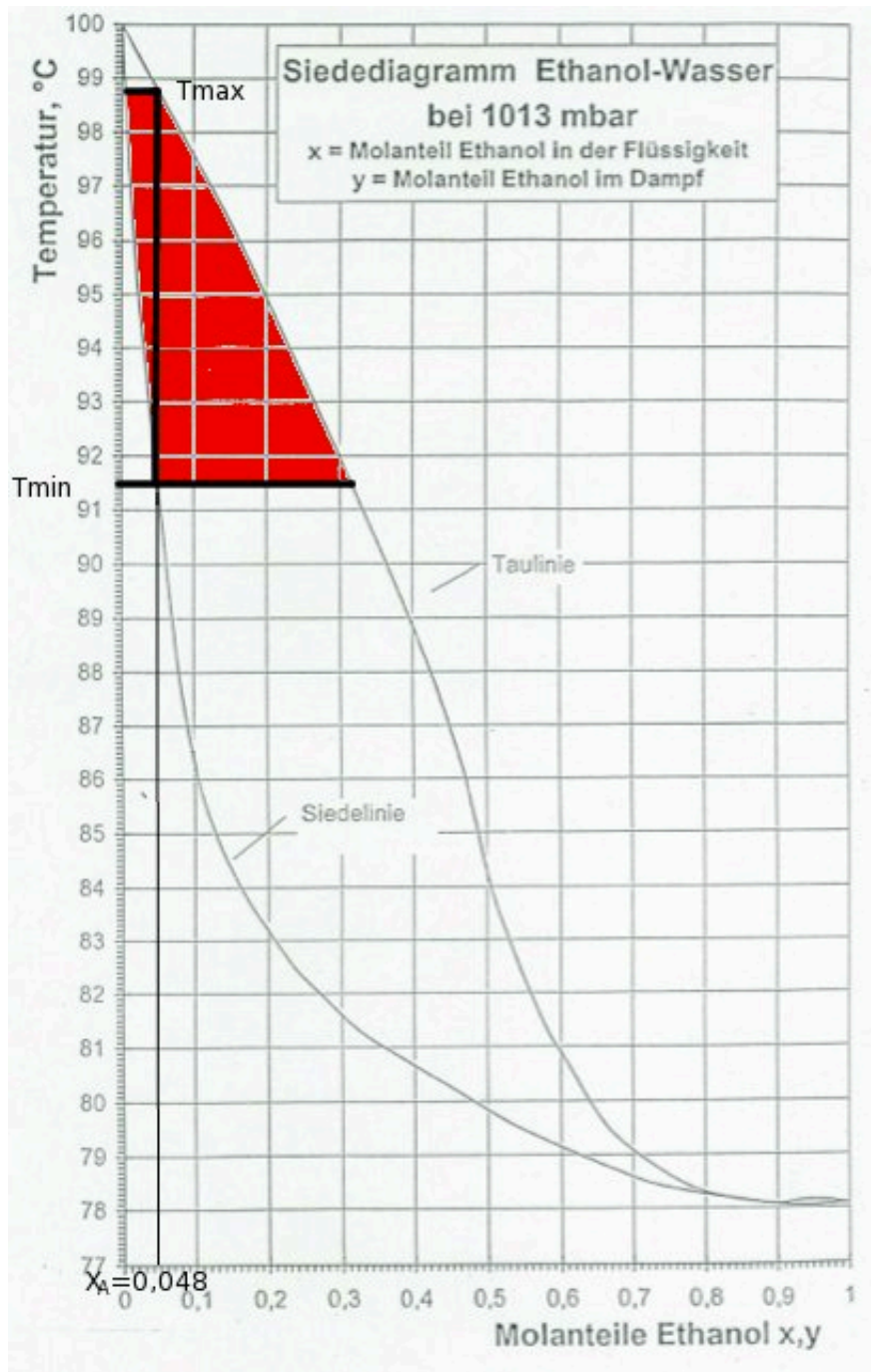


Abbildung 9 - Siedediagramm - Quelle: S. Weiß - Verfahrenstechnische Berechnungsmethoden - Bd. 2: Thermisches Trennen, Ausrüstungen und ihre Berechnung Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Stuttgart 1996

Aus dem Siedediagramm liest man folgende Werte ab:

$$T_{min} = 91,5 \text{ °C}$$

$$T_{max} = 98,7 \text{ °C}$$

Um den besten Wirkungsgrad zu erreichen und die verschiedenen Leistungen zu kennen, wird eine Destillation nahe der maximalen Temperatur und eine nahe der minimalen Temperatur durchgeführt. Danach werden beide resultierenden Massenströme verglichen und es wird dann entschieden, welche Möglichkeit sich besser an der Rektifikationsanlage anpassen lässt.

3.6 Destillationsanalyse

3.6.1 Destillation bei 98° C

Technische Daten des Txy-Siedediagramms Ethanol-Wasser:

- Ethanol Molanteile des Sumpfprodukts in flüssigem Zustand: $x_{S98^\circ} = 0,01$
- Ethanol Molanteile des Kopfprodukts im Gaszustand: $y_{D98^\circ} = 0,08$

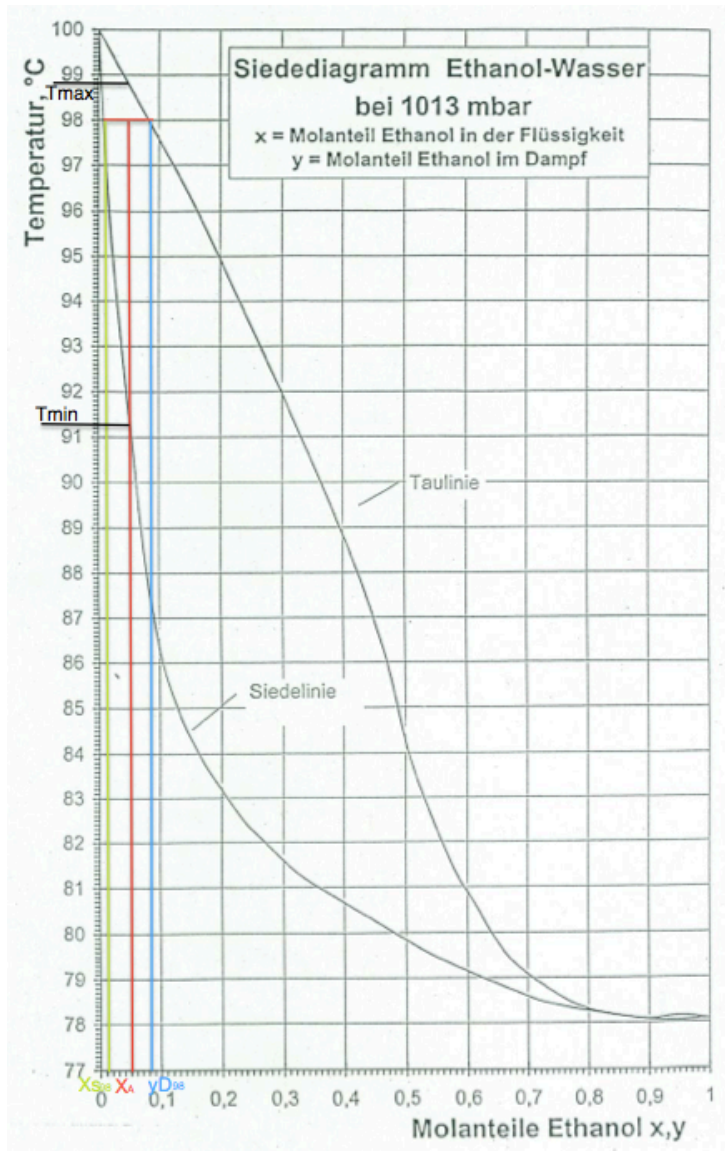


Abbildung 10 – Siedediagramm Destillation bei 98 C

Mit den ermittelten Werten für den molaren Massenstrom des Zulaufs aus *Punkt 3.5* ist es möglich, die molaren Massenströme für das Kopf- und Sumpfprodukts auszurechnen.

$$K_{98^\circ} = \dot{Z} \cdot \frac{X_A - x_s}{y_D - x_s} = 32,119 \cdot \frac{0,048 - 0,01}{0,08 - 0,01} = 17,436 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$S_{98^\circ} = \dot{Z} - K_{98^\circ} = 32,119 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} - 17,436 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} = 14,683 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Der Molanteil des Kopfprodukts entspricht einem Alkoholgrad von vol-22% (Siehe Tabelle A.1 in Anhang). Der Massenstrom des Kopfprodukts erhält man aus der Multiplikation der molaren Masse des Gemisches und den molaren Massenstrom des Kopfprodukts.

$$M_{ges(22\%)} = y_D \cdot M_A + y_B \cdot M_B = 0,08 \cdot 46,069 \frac{kg}{kmol} + 0,92 \cdot 18,015 \frac{kg}{kmol}$$

$$M_{ges(22\%)} = \mathbf{20,259} \frac{kg}{kmol}$$

$$\dot{m}K_{(22\%)} = M_{ges(22\%)} \cdot K_{98^\circ} = 20,259 \frac{kg}{kmol} \cdot 17,436 \frac{kmol}{h} = \mathbf{353,236} \frac{kg}{h}$$

3.6.2 Destillation bei 92° C

Technische Daten des Txy-Siedediagramms Ethanol-Wasser:

- Ethanol Molanteile des Sumpfprodukts in flüssigem Zustand $x_{S92^\circ} = 0,04$
- Ethanol Molanteile des Kopfprodukts im Gaszustand $y_{D92^\circ} = 0,03$

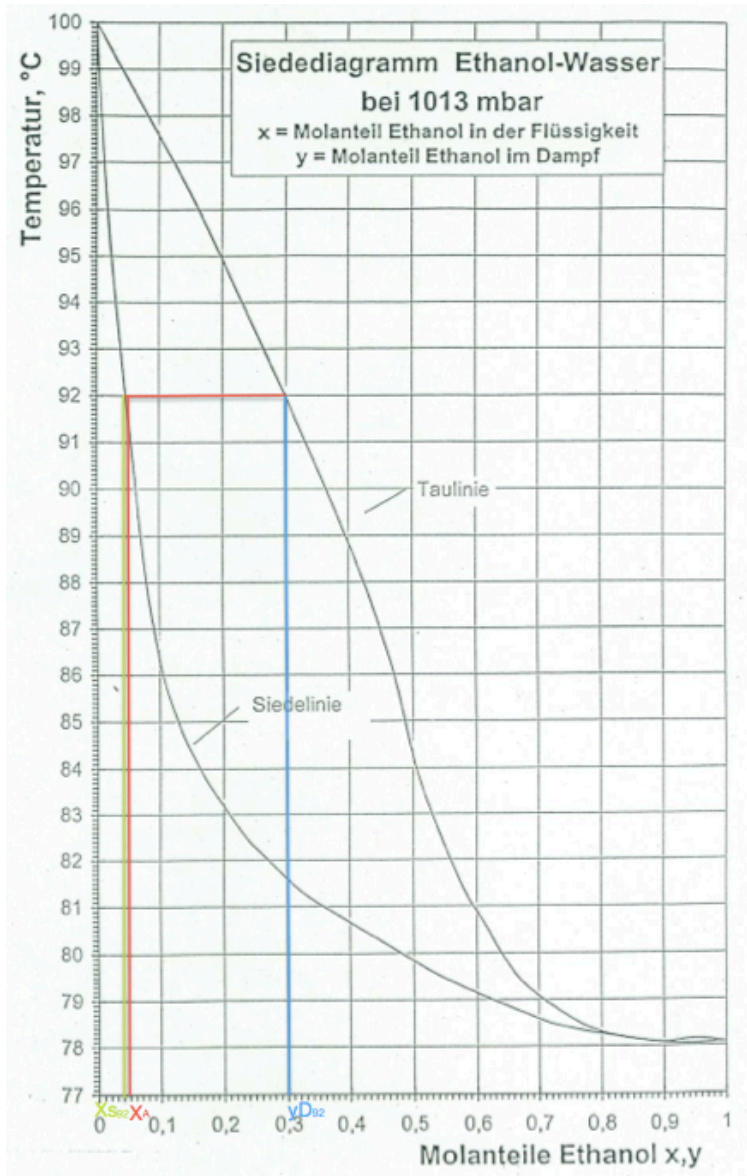


Abbildung 11 - Siedediagramm Destillation bei 92 C

$$K_{92^\circ} = \dot{Z} \cdot \frac{X_A - x_S}{y_D - x_S} = 32,119 \cdot \frac{0,048 - 0,04}{0,3 - 0,04} = 0,988 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$S_{92^\circ} = \dot{Z} - K_{92^\circ} = 32,119 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} - 0,988 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} = 31,130 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Der Molanteil des Kopfprodukts entspricht einem Alkoholgrad von vol-58% (Siehe Tabelle A.1 in Anhang).

$$M_{ges(58\%)} = y_A \cdot M_A + y_B \cdot M_B = 0,3 \cdot 46,069 \frac{kg}{kmol} + 0,7 \cdot 18,015 \frac{kg}{kmol}$$

$$M_{ges(58\%)} = 26,431 \frac{kg}{kmol}$$

$$\dot{m}_K(58\%) = M_{ges(58\%)} \cdot K_{92^\circ} = 26,431 \frac{kg}{kmol} \cdot 0,988 \frac{kmol}{h} = 26,114 \frac{kg}{h}$$

3.6.3 Auswertung der Destillationsergebnisse

Der Massenstrom des Kopfprodukts bei einer Destillation mit 98° C (nahe bei der maximalen Temperatur) ist 13,5 mal größer als bei einer Destillation mit 92° C (nahe bei der minimalen Temperatur). Dabei ist der Alkoholgehalt im ersten Fall vol-36% niedriger als im zweiten Fall. Daran erkennt man, dass je höher die Temperatur desto kleiner der Alkoholgehalt ist.

Keine von diesen Destillations-Möglichkeiten kann erfolgreich an die Rektifikationsanlage angepasst werden. Es wird ein Massenstrom in Kopfprodukt von 135,187 kg/h und ein Alkoholgehalt von ca. vol-40% verlangt. Die beste Lösung befindet sich dazwischen. Dafür werden die letzten zwei Analysen mehrmals wiederholt. Mit den erhaltenen Ergebnissen erstellt man folgende Tabelle:

Temp.[°C]	x_s	y_D	$K [kmol/h]$	Alc.%	$M_{ges} [kg/kmol]$	$\dot{m}_K [kg/h]$
98°	0.010	0.080	17.436	0.220	20.259	353.244
97°	0.013	0.120	10.506	0.310	21.381	224.640
96°	0.017	0.160	6.963	0.380	22.504	156.691
95°	0.022	0.200	4.692	0.445	23.626	110.842
94°	0.030	0.250	2.628	0.515	25.029	65.773
93°	0.035	0.270	1.777	0.540	25.590	45.468
92°	0.040	0.300	0.988	0.580	26.431	26.122

Tabelle 1 – Effizienz der Destillationstemperaturen

Ausgehend von einem gegorenen Zuckerrohrsaft Volumenstrom von $\dot{V}_Z = 636,37 \frac{l}{h}$ benötigt man (Laut Abb.12), eine Destillationstemperatur zwischen 95° C und 96° C, um einem Massenstrom von 135,187 kg/h zu erreichen. Dadurch wird ein Alkoholgehalt zwischen vol-38% und vol-44,5% erreicht.

Durch Interpolation werden die Werte für den Alkoholgehalt und die genaue Destillationstemperatur bei einem Massenstrom von 135,187 kg/h berechnet.

Alkoholgehalt:

$$f(x) = f_0 + \frac{f_1 - f_0}{x_1 - x_0} \cdot (x - x_0) = 38 + \frac{44,5 - 38}{110,84 - 156,69} \cdot (135,18 - 156,69)$$

$$f(x) \approx 41,05^\circ \text{ Alkohol}$$

Temperatur:

$$f(x) = f_0 + \frac{f_1 - f_0}{x_1 - x_0} \cdot (x - x_0) = 96 + \frac{95 - 96}{110,84 - 156,69} \cdot (135,18 - 156,69)$$

$$f(x) = t_a \approx 95,53 \text{ °C}$$

Ab jetzt wird für die Destillationsanlage ein Ablauf (Zulauf der Rektifikationsanlage) von $145,3 \text{ l/h}$ vorgenommen, sodass ein Alkoholgehalt von ca. vol-40% entsteht. Dabei ist der Molanteil des Ethanols y_D ungefähr bei 0,2.

4. Berechnung des Volumens des Destillationsboilers²⁷

Für die Berechnung des Volumens benötigt man verschiedene Konstanten, die aus der Praxis bekannt sind. Als Erstes wird die zulässige Strömungsgeschwindigkeit des Dampfes ausgerechnet.

Technische Daten aus der Praxis:

Empirisch bestimmte Konstante, die vom gewählten Tropfenabscheider abhängig ist. Bei Blasen ohne Abscheidehilfe: $C = 0,036 \frac{\text{m}}{\text{s}}$

Dichte des Wasserdampfes bei 1,013 bar: $\rho_{\text{dampf}} = 0,59 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ ²⁸

Dichte der Flüssigkeitstropfen des Gemisches: $\rho_{(40\%)} = 930,4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Die Dampfgeschwindigkeit lässt sich mit der folgenden Formel ausrechnen:

$$w = C \cdot \sqrt{\frac{\rho_{(40\%)} - \rho_{\text{dampf}}}{\rho_{\text{dampf}}}} = 0,036 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot \sqrt{\frac{930,4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 0,59 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,59 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}} = 1,43 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Danach wird die Dampfgeschwindigkeit ausgerechnet. Dabei ist es möglich, den Durchmesser der Destillationsblase zu berechnen:

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi \cdot 3600} \cdot \frac{\dot{Z} \cdot M_{\text{dampf}}}{\rho_{\text{dampf}} \cdot w}} = \sqrt{\frac{4}{\pi \cdot 3600} \cdot \frac{32,119 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \cdot 22,5 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{0,59 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 1,43 \frac{\text{m}}{\text{s}}}}$$

$$D = 0,55 \text{ m} \approx 0,6 \text{ m}$$

Die Berechnung des Volumens teilt sich in zwei Phasen auf. In der ersten Phase wird das Volumen des vollen Flüssigkeitsraums berechnet:

$$t_g = \text{Befüllungszeit} = 0,5 \text{ h}$$

$$V_F = \dot{Z} \cdot \frac{MZ}{\rho Z} \cdot t_g = 32,119 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \cdot \frac{19,361 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{977,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \cdot 0,5 \text{ h} = 0,318 \text{ m}^3$$

²⁷ Sattler, Klaus - Thermische Trennverfahren (2001)

²⁸ http://www.wissenschaft-technik-ethik.de/wasser_dichte.html

In der zweiten Phase wird das Volumen des freien Dampfraums berechnet. In der Regel beträgt es ein Drittel des Volumens des Flüssigkeitsraums, d.h.:²⁹

$$V_D = \frac{1}{3} \cdot V_F = \frac{1}{3} \cdot 0,318 \text{ m}^3 = 0,106 \text{ m}^3$$

Bevor die Berechnung für das Gesamtvolumen durchgeführt wird, wird die Höhe des freien Dampfraums in der Destillationsblase ausgerechnet:

$$H_D = V_D \cdot \frac{4}{d^2 \cdot \pi} = 0,106 \text{ m}^3 \cdot \frac{4}{(0,6 \text{ m})^2 \cdot \pi} = 0,375 \text{ m}$$

Das Verhältnis zwischen V_F und V_D gilt auch für H_D und H_F :

$$H_F = 3 \cdot H_D = 3 \cdot 0,372 \text{ m} = 1,125 \text{ m}$$

Die Addition der Volumenanteile ergibt das Gesamtvolumen der Destillationsblase. Die gleiche Aussage gilt für die Berechnung der Gesamthöhe:

$$V_{ges} = V_F + V_D = 0,318 \text{ m}^3 + 0,106 \text{ m}^3 = 0,424 \text{ m}^3$$

$$H_{ges} = H_F + H_D = 1,125 \text{ m} + 0,375 \text{ m} = 1,5 \text{ m}$$

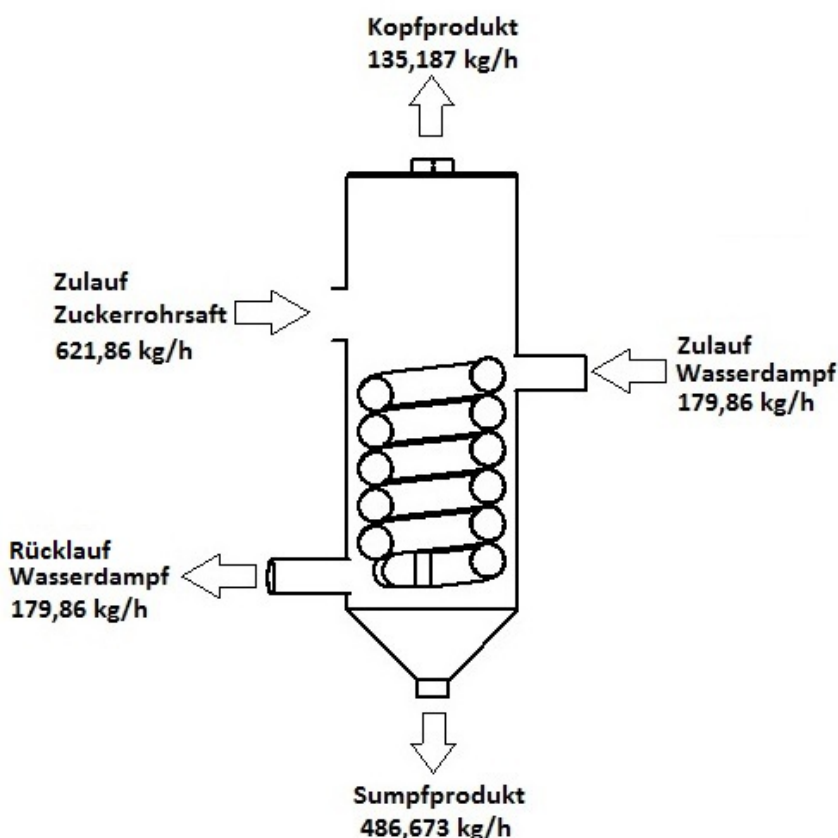


Abbildung 12 – Wasserdampf verlauf in der Destillationsblase

²⁹ http://rodas.us.es/file/29f9c886-0070-0f5e-e63b-e19b9a79b37b/2/practica_4_SCORM.zip/page_04.htm

5. Wärmemengen des Destillationsboilers

5.1 Erforderliche Heizleistung³⁰

Damit die Strömung in der Destillationsanlage kontinuierlich durchläuft, muss die Menge der Verdampfung in der Destillationsblase und der Massenstrom des Kopfprodukts ausgeglichen werden.

Diese Eingabe ist für die Berechnung der Leistung des Kessels wichtig. Dabei wird die erforderliche Wärmemenge für die Verdampfung von $\dot{m}K = 135,187 \frac{kg}{h} = 0,038 \frac{kg}{s}$ gegorenen Zuckerrohrsaft berechnet.

Bei der folgenden Berechnung wird nur ein Näherwert erreicht, da die Wärmeverluste aufgrund der Mangel an Daten nicht berechenbar sind.

Technische Daten:

Ethanol Massenanteile im gegorenen Zuckerrohrsaft: $X_{mAZ} = 0,114$ (siehe Punkt 3.3)

Wasser Massenanteile im gegorenen Zuckerrohrsaft: $X_{mBZ} = 0,886$ (siehe Punkt 3.3)

Eingangstemperatur des gegorenen Zuckerrohrsafts: $t_r = 30^\circ\text{C}$ (siehe Punkt 2.2.3)

Ideale Temperatur für die Destillation: $t_a = 95,53^\circ\text{C}$ (siehe Punkt 3.6.3)

Spezifische Wärmekapazität des Ethanols: $Cp_A = 2,43 \frac{kJ}{kgK}$ ³¹ (Mittelwert)

Spezifische Wärmekapazität des Wassers bei 30°C : $Cp_{Br} = 4,1785 \frac{kJ}{kgK}$ (Siehe Tabelle A.2. in Anhang)

Spezifische Wärmekapazität des Wassers bei $95,53^\circ\text{C}$: $Cp_{Ba} = 4,2109 \frac{kJ}{kgK}$ (Siehe Tabelle A.2. in Anhang + Interpolation)

Verdampfungsenthalpie des Ethanols bei 1,013 bar: $h_{vA} = 846 \frac{kJ}{kg}$ ³²

Verdampfungsenthalpie des Wassers bei 1,013 bar: $h_{vB} = 2256,5 \frac{kJ}{kg}$ ³³

Nunmehr wird die benötigte Wärmemenge für die Beheizung des Wasseranteils bis zur Destillationstemperatur berechnet:

$$\begin{aligned}\dot{Q}_B &= X_{mBZ} \cdot \dot{m}K \cdot [(Cp_{Ba} \cdot t_a) - (Cp_{Br} \cdot t_r)] \\ \dot{Q}_B &= 0,886 \cdot 0,038 \frac{kg}{s} \cdot \left[\left(4,2109 \frac{kJ}{kgK} \cdot 95,53^\circ\text{C} \right) - \left(4,1785 \frac{kJ}{kgK} \cdot 30^\circ\text{C} \right) \right] \\ \dot{Q}_B &= 9,32 \text{ kW}\end{aligned}$$

³⁰ Cerbe, Günter – Wilhelms, Gernot (2005) s.218

³¹ http://de.wikibooks.org/wiki/Tabellensammlung_Chemie/_spezifische_Waermekapazitaeten

³² http://de.wikibooks.org/wiki/Tabellensammlung_Chemie/_Enthalpie_und_Bindungsenergie

³³ http://flowservice.de/flowlex/10_technik/01_stoffwerte/04_wasserdampf/sattdampf.htm

Der Ethanolanteil wird auch erhitzt, aber nur bis zu $t_E = 78,3^\circ C$. Diese Temperatur entspricht nämlich der Siedetemperatur des Ethanols:

$$\dot{Q}_A = X_{mAZ} \cdot \dot{m}K \cdot c_{pA} \cdot (t_E - t_r) = 0,114 \cdot 0,038 \frac{kg}{s} \cdot 2,43 \frac{kJ}{kgK} \cdot 48,3 K$$

$$\dot{Q}_A = 0,51 kW$$

Die benötigte Wärmemenge für die Verdampfung beider Gemischanteile wird einzeln berechnet:

$$\dot{Q}_{VA} = X_{mAZ} \cdot \dot{m}K \cdot h_{vA} = 0,114 \cdot 0,038 \frac{kg}{s} \cdot 846 \frac{kJ}{kg} = 3,66 kW$$

$$\dot{Q}_{VB} = X_{mBZ} \cdot \dot{m}K \cdot h_{vB} = 0,886 \cdot 0,038 \frac{kg}{s} \cdot 2256,5 \frac{kJ}{kg} = 75,97 kW$$

Um die minimale Heizleistung auszurechnen, müssen alle einzelnen Wärmemengen addiert werden:

$$\dot{Q}_{Vges} = \dot{Q}_A + \dot{Q}_B + \dot{Q}_{VA} + \dot{Q}_{VB} = 0,51 kW + 9,24 kW + 3,66 kW + 75,97 kW$$

$$\dot{Q}_{Vges} = 89,46 kW$$

5.1.2 Berechnung der Wärmeübergangskoeffizient

Der Wärmestrom von $\dot{Q}_{Vges} = 89460 W$, wird von einem innen liegenden Helix-Rohr an dem gegorenen Zuckerrohrsaft geleistet (Siehe Abb. 13). Als Material für das Helix-Rohr wird Kupfer mit einer Wärmeleitfähigkeit von $\lambda_s = 380 \frac{W}{mK}$ ³⁴ verwendet. Die Wanddicke entspricht $s = 2 mm$, mit einem außen Durchmesser von $d_a = 11 cm$. Im Inneren des Helix-Rohrs strömt Wasserdampf aus einem Kessel, es entsteht eine Wärmeübertragung durch freie Konvektion.

Wegen Mangel an Daten wird das gegorene Zuckerrohrsaft mit einem Alkoholgehalt von vol-13,8% als reines Wasser betrachtet. Mit folgenden Daten wird eine Näherungsrechnung Wärmestromdichte durchgeführt:

$$\text{Wärmeübergangskoeffizient des kondensierenden Wasserdampfs in Helix-Rohr: } \alpha_D = 11600 \frac{W}{m^2K}.$$

³⁵

Eingangstemperatur des gegorenen Zuckerrohrsafts (Daten für Wasser, Näherungsrechnung): $t_r = 30^\circ C$ (siehe Punkt 2.2.3)

Ideale Temperatur für die Destillation: $t_a = 95,53^\circ C$ (siehe Punkt 3.6.3)

Mittlere kinematische Viskosität des gegorenen Zuckerrohrsaft (Daten für Wasser, Näherungsrechnung): $\nu_m = 0,456 \cdot 10^{-6} \frac{m^2}{s}$ (Siehe Tabelle A.8 in Anhang)

Mittlere Dynamische Viskosität des gegorenen Zuckerrohrsaft (Daten für Wasser, Näherungsrechnung): $\eta_m = 448,079 \cdot 10^{-6} \frac{kg}{ms}$ (Siehe Tabelle A.8 in Anhang)

Mittlerer Ausdehnungskoeffizient des gegorenen Zuckerrohrsaft (Daten für Wasser, Näherungsrechnung): $\beta_m = 0,5402 \cdot 10^{-3} \frac{1}{K}$ (Siehe Tabelle A.8 in Anhang)

³⁴ http://www.schweizer-fn.de/stoff/wleit_metall/wleit_metall.php

³⁵ https://elearning.physik.uni-frankfurt.de/data/FB13-PhysikOnline/lm_data/lm_324/daten/pdf_tabs/t.pdf#CHWuek s.41

Mittlere spezifische Wärmekapazität des gegorenen Zuckerrohrsaft (*Daten für Wasser, Näherungsrechnung*): $c_{p_m} = 4,194 \frac{kJ}{kgK}$ (Siehe Tabelle A.2 in Anhang)

Wärmeleitfähigkeit des gegorenen Zuckerrohrsaft (*Daten für Wasser, Näherungsrechnung*): $\lambda_m = 0,653 \frac{W}{mK}$ (Siehe Tabelle A.8 in Anhang)

Erdbeschleunigung: $g = 9,81 \frac{m}{s^2}$

Um die dimensionslose Kennzahlen zu berechnen muss eine charakteristische Länge L_{ch} festgestellt werden, im Falle des eines Rohres lautet die formel für L_{ch} wie folgt:³⁶

$$L_{ch} = \frac{\pi}{2} \cdot d_a = \frac{\pi}{2} \cdot 0,11 \text{ m} = 0,173 \text{ m}$$

Ziel dieser Berechnung ist mit Hilfe der Nußelt-Zahl $Nu = \frac{\alpha_f \cdot L_{ch}}{\lambda_m}$ der Wärmeübertragungskoeffizient des gegorenen Zuckerrohrsaft (*Wasser*) α_f festzustellen. Erst danach kann die Berechnung der Wärmestromdichte durchgeführt werden.

Die Nußelt-Zahl seigt die Intensität eines konvektiven Wärmeübergangs an einer Festkörperoberfläche ins Verhältnis zu einem bei ruhendem Fluid gedachten. Für die freie Konvektion um horizontale Zylinder (in diesem Fall Helix-Rohr) gilt folgende Gleichung für die Berechnung des Nußelt-Zahl:³⁸

$$Nu = \left\{ 0,752 + 0,387 \cdot [Ra \cdot f_3(Pr)]^{\frac{1}{6}} \right\}^2$$

Es wird erkannt das die Nußelt-Zahl von zwei weitere dimensionslose Kennzahlen abhängig ist: die Rayleigh-Zahl (Ra) und die Prandtl-Zahl (Pr).

Die Prandtl-Zahl, benannt nach Ludwig Prandtl, beschreibt das Verhältnis zwischen der kinematischen Viskosität und der Temperaturleitfähigkeit von Flüssigkeiten oder Gasen. Es wird mit folgenden Formeln berechnet:³⁷

$$Pr = \frac{\eta_m \cdot c_{p_m}}{\lambda_m} = \frac{448,079 \cdot 10^{-6} \text{ kg/ms} \cdot 4,194 \text{ kJ/kgK}}{0,653 \text{ W/mK}} = 2,877$$

Weiterhin muss die Funktion $f_3(Pr)$ der Prandtl-Zahl berechnet werden, diese Funktion berücksichtigt den Einfluss der Prandtl-Zahl im gesamten Bereich $0 < Pr < 1$.³⁸

$$f_3(Pr) = \left[1 + \left(\frac{0,559}{Pr} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{-\frac{16}{9}} = \left[1 + \left(\frac{0,559}{2,877} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{-\frac{16}{9}} = 0,5513$$

Die Rayleigh-Zahl, benannt nach Lord Rayleigh, ist das Produkt aus Prandtl- und Grashof-Zahl (Gr). Sie beschreibt den Wärmeübergang in einem Fluid und beeinflusst damit die Bestimmung des Wärmeübergangskoeffizienten des Fluides.³⁸ Um die Rayleigh-Zahl zu bestimmen muss die Grashof-Zahl ausgerechnet werden.

³⁶ VDI-Wärmeatlas (2006) - s.533

³⁷ <http://www.prandtl-zahl.de>

³⁸ <http://www.rayleigh-zahl.de>

Die Grashof-Zahl, benannt nach Franz Grashof, beschreibt das Verhältnis zwischen den Auftriebskräften eines Fluides und den wirkenden Viskositätskräften. Sie beeinflusst bei freier Konvektion maßgeblich die Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten. Die Formel für die Berechnung der Grashof-Zahl lautet wie folgt:³⁹

$$Gr = \frac{\beta_m \cdot g \cdot (t_a - t_r) \cdot L_{ch}^3}{\nu_m^2} = \frac{0,5402 \cdot 10^{-3} \text{ 1/K} \cdot 9,81 \text{ m/s}^2 \cdot 65,53 \text{ K} \cdot (0,173 \text{ m})^3}{(0,456 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s})^2}$$

$$Gr = 5,7336 \cdot 10^9$$

Hiermit kann die Rayleigh-Zahl bestimmt werden:

$$Ra = Gr \cdot Pr = 5,7336 \cdot 10^9 \cdot 2,877 = 1,6496 \cdot 10^{10}$$

Es entsteht eine turbulente Strömung in der Destillationsblase, weil wenn die Rayleigh-Zahl einen kritischen Wert von 10^9 überschreitet wechselt die Strömung von laminar nach turbulent.⁴⁰

Nun kann durch einsetzen der ausgerechneten Werte die Nußelt-Zahl bestimmt werden:

$$Nu = \left\{ 0,752 + 0,387 \cdot [1,6496 \cdot 10^{10} \cdot 0,5513]^{1/6} \right\}^2 = 339,77$$

Durch auflösen nach α_f wird der Wärmeübergangskoeffizient des Fluides ausgerechnet:

$$\alpha_f = \frac{Nu \cdot \lambda_m}{L_{ch}} = \frac{4514,79 \cdot 0,5984 \text{ W/mK}}{0,173 \text{ m}} = 1282,48 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

Nachdem die Werte für beide Wärmeübergangskoeffizienten festgestellt werden, wird die Berechnung der Wärmedurchgangskoeffizient durchgeführt, dabei wird als Bezugsdurchmesser der außen Durchmesser des Rohres d_a gewählt.⁴⁰

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_D} \cdot \frac{d_a}{d_i} + \frac{d_a}{2} \cdot \frac{1}{\lambda_s} \cdot \ln \frac{d_a}{d_i} + \frac{1}{\alpha_f} \cdot \frac{d_a}{d_a}$$

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{11600 \text{ W/m}^2\text{K}} \cdot \frac{0,11 \text{ m}}{0,108 \text{ m}} + \frac{0,11 \text{ m}}{2} \cdot \frac{1}{380 \text{ W/mK}} \cdot \ln \frac{0,11 \text{ m}}{0,108 \text{ m}} + \frac{1}{1282,48 \text{ W/m}^2\text{K}} \cdot 1$$

$$k = 1149,163 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

5.1.3 Dimensionierung des Helix-Rohrs

Der zugeführte Wasserdampf des Kessels sollte in leicht überhitztem Zustand durch das Helix-Rohr durchgeströmt werden. Je niedriger die Temperatur des Wasserdampfs ist, desto größer ist die Energieeinsparung des Kessels. Aus diesem Grund wird eine nicht zu hohe Temperatur für die Berechnung ausgewählt $t_{dampf} = 110^\circ\text{C}$. Mit diesem Wert und dem ausgerechneten Wärmedurchgangskoeffizient kann die Außenfläche des Helix-Rohrs berechnet werden:

$$A_{HR} = \frac{\dot{Q}_{vges}}{k \cdot (t_{dampf} - t_a)} = \frac{89460 \text{ W}}{1149,163 \text{ W/m}^2 \cdot (110 - 95,53) \text{ K}} = 5,38 \text{ m}^2$$

³⁹ <http://www.grashof-zahl.de>

⁴⁰ VDI-Wärmeatlas (2006) - s.500

Mit diesen Annahmen kann die Länge des Helix-Rohrs l_H berechnet werden:

$$l_H = \frac{A_{HR}}{\pi \cdot d_a} = \frac{5,38 \text{ m}^2}{\pi \cdot 0,11 \text{ m}} = 15,57 \text{ m}$$

Der Durchmesser der Helix muss kleiner als der Durchmesser der Destillationsblase $d_{Blase} = 0,6 \text{ m}$ (Siehe Punkt 4) sein. Für die Berechnung der Umdrehungszahl n_H wird ein Wert von $d_{Helix} = 0,53 \text{ m}$ für den Außendurchmesser der Helix angenommen. Damit erfolgt folgende Berechnung:

$$n_H = \frac{l_H}{\pi \cdot d_{Helix}} = \frac{15,57 \text{ m}}{\pi \cdot 0,53 \text{ m}} = 9,35 \approx 9,5$$

Mit 9,5 Umdrehungen können die Ein- und Austrittsstellen des Wasserdampfes in der Destillationsblase in gegenüberliegenden Seiten installiert werden. Die Höhe des Helix-Rohrs darf nicht größer als die Höhe des Flüssigkeitsraumes der Destillationsblase $H_F = 1,125 \text{ m}$ (Siehe Punkt 4) sein. Für die Berechnung der Höhe des Helix-Rohrs h_H gilt:

$$h_H = d_a \cdot n_H = 11 \text{ cm} \cdot 9,5 = 104,5 \text{ cm} = 1,045 \text{ m}$$

Da $1,045 \text{ m} < 1,125 \text{ m}$ wurde der Helix-Rohr richtig dimensioniert.

5.2 Dampfmenge und Leistung des Kessels (Destillation)

Übliche industrielle Anwendungen zeigen, dass der Massenstrom der im Kessel verdampfte Wasserdampf \dot{m}_D durch folgende Gleichung ausgerechnet werden kann:⁴¹

$$\dot{m}_D = \dot{Q}_{Vges} \cdot \frac{3600}{h_{vB}} = 89,46 \text{ [kW]} \cdot \frac{3600}{2256,5 \text{ [kJ/kg]}} = 142,72 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] = 0,040 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Diese Dampfmasse muss im Kessel verdampft werden und wird durch das Helix-Rohr weitergeleitet. Die Eingangstemperatur des Wassers im Kessel beträgt $t_k = 25^\circ \text{ C}$. Die Werte für C_{pA100} und C_{pA25} stehen in der *Tabelle A.2 in Anhang*. Schließlich muss beim Ausgang des Kessels eine Temperatur von $t_{dampf} = 110^\circ \text{ C}$ (Siehe Punkt 5.1.2) herrschen. Für die Enthalpie des Dampfes bei 110° C und 1 bar wird folgender Wert verwendet:

$$h(110^\circ \text{ C}, 1 \text{ bar}) = 2696,16 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \text{ (Siehe Tabelle A.4 in Anhang + Interpolation)}$$

Damit wird die Leistung des Kessels berechnet:

$$\dot{Q}_K = \dot{m}_D \cdot [(C_{pA100} \cdot t_W) - (C_{pA25} \cdot t_k)]$$

$$\dot{Q}_K = 0,040 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot \left[\left(4,216 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \cdot 100 \right) - \left(4,1796 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \cdot 25 \right) \right] = 12,68 \text{ kW}$$

$$\dot{Q}_{KV} = \dot{m}_D \cdot h(110^\circ \text{ C}, 1 \text{ bar}) = 0,040 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 2696,16 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 107,84 \text{ kW}$$

$$\dot{Q}_{Kges} = \dot{Q}_K + \dot{Q}_{KV} = 12,68 \text{ kW} + 107,84 \text{ kW} = 120,53 \text{ kW}$$

⁴¹ http://www.spiraxsarco.com/de/pdfs/grundlagen/Grundlagen_Dampf_Kapitel-06_Leseprobe.pdf

Die ausgerechnete Wärmemenge zählt nur für den Anlauf des Kessels. Danach wird die Wärme des Wasserdampfs wieder im Kreislauf genutzt. Dafür verwendet man die Enthalpie des kondensierten Dampfes im Rücklauf zum Kessel:

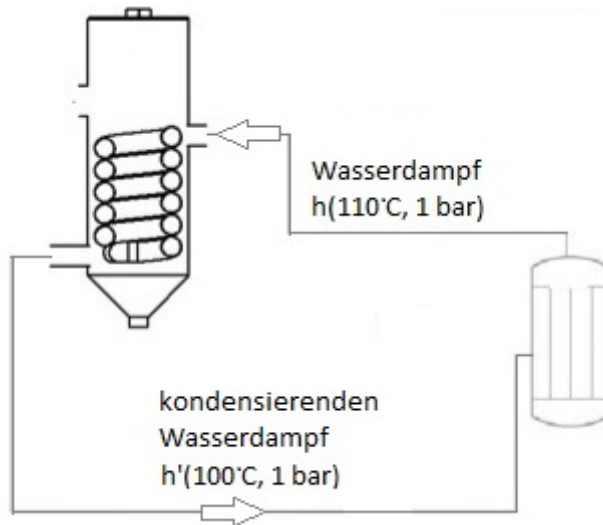


Abbildung 13 - Wasserdampf Kreislauf

$$h'(100^\circ\text{C}, 1\text{ bar}) = 419,10 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \text{ (Siehe Tabelle A.3 in Anhang)}$$

Daraus folgt:

$$\dot{Q}_{KL} = \dot{m}_D \cdot [h(110^\circ\text{C}, 1\text{ bar}) - h'(100, 1\text{ bar})]$$

$$\dot{Q}_{KL} = 0,04 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot \left[2969,16 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 419,10 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right] = 102,00 \text{ kW}$$

5.3 Verbrennungsrechnung⁴²

Als Brennstoff wird Trester des Zuckerrohrs verbraucht, dieser beträgt ungefähr 40% der Gesamtmasse des Zuckerrohrs. In normalem Betrieb der Presse ergeben sich $414,57 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$ Trester. Diese werden unter der Sonne getrocknet und im Kessel verbrannt. In folgender Berechnung wird nachgewiesen, dass der entstandene Trester den Verbrauch des Kessels decken kann. *Die technischen Daten des Zuckerrohrresters stehen nicht zur Verfügung, daher werden als Näherung die technischen Daten von Zuckerrübenschnitzeln verwendet.*

Technische Daten:

Elementarzusammensetzung des Tresters:

$$c = 0,441 \quad h = 0,0584 \quad n = 0,015 \quad o = 0,43137 \quad s = 0,0008 \quad a = 0,0534$$

(Chlorgehalt ist vernachlässigbar klein.) (Siehe Tabelle A.5 in Anhang)

$$\text{Heizwert des Tresters bei } 25^\circ\text{C}: Hu(T_0) = 16,8 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} = 4,666 \frac{\text{kWh}}{\text{kg}} \text{ (Siehe Tabelle A.5 in Anhang)}$$

$$\text{Spezifische Wärmekapazität der Asche: } Cp_A = 0,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \text{ (Mittelwert)}^{43}$$

⁴² Schmidt, Achim - Technische Thermodynamik 2 - Script kap.5

⁴³ Recknagel, Sprenger, Schramek - Taschenbuch für Heizung + Klimatechnik 07/08 s.96

Mittlere relative Luftfeuchtigkeit in Peru: $\varphi = 0,836$ (Siehe Tabelle A.6 in Anhang)

Sättigungsdruck des Wassers bei 25°C: $p'd = 0,031697 \text{ bar}$

Mit den oben genannten Werten wird die Stoffmenge des Sauerstoffs o_{min} berechnet:

$$o_{min} = 2,667 \cdot c + 8 \cdot h + s - o$$

$$o_{min} = 2,667 \cdot 0,441 + 8 \cdot 0,0584 + 0,0008 - 0,43137 = 1,213 \frac{\text{kg } O_2}{\text{kg Trester}}$$

Danach wird mit Hilfe des Massenanteiles des Sauerstoffs in der Luft $\xi_{O_2} = 0,23$ der minimale Luftbedarf l_{min} ausgerechnet:

$$l_{min} = \frac{o_{min}}{\xi_{O_2}} = \frac{1,213}{0,23} = 5,274 \frac{\text{kg Luft}}{\text{kg Trester}}$$

Die Verbrennung des Tresters wird mit Luftüberschuss durchgeführt. Dafür wird ein Wert von $\lambda = 1,6$ angenommen. Hiermit wird der tatsächliche Luftbedarf l der Verbrennung ermittelt:

$$l = l_{min} \cdot \lambda = 5,274 \cdot 1,6 = 8,4384 \frac{\text{kg Luft}}{\text{kg Trester}}$$

Für weitere Berechnungen muss die absolute Luftfeuchtigkeit x ausgerechnet werden:

$$x = 0,622 \cdot \frac{\varphi \cdot p'd}{p \cdot \left(1 - \frac{\varphi \cdot p'd}{p}\right)} = 0,622 \cdot \frac{0,836 \cdot 0,0317 \text{ bar}}{1,013 \text{ bar} \cdot \left(1 - \frac{0,836 \cdot 0,0317 \text{ bar}}{1,013 \text{ bar}}\right)} = 0,0167$$

Zunächst wird die Rauchgaszusammensetzung (Stoffmengen) mit dem Massenanteil des Stickstoffs in der Luft $\xi_{N_2} = 0,77$ ausgerechnet:

$$\mu_{RG_{CO_2}} = 3,667 \cdot c = 3,667 \cdot 0,441 = 1,617 \frac{\text{kg } CO_2}{\text{kg Trester}}$$

$$\mu_{RG_{H_2O}} = 9 \cdot h + \lambda \cdot l_{min} \cdot x = 9 \cdot 0,0584 + 1,6 \cdot 5,274 \cdot 0,0167$$

$$\mu_{RG_{H_2O}} = 0,667 \frac{\text{kg } H_2O}{\text{kg Trester}}$$

$$\mu_{RG_{SO_2}} = 2 \cdot s = 0,0016 \frac{\text{kg } SO_2}{\text{kg Trester}}$$

$$\mu_{RG_{N_2}} = n + \lambda \cdot l_{min} \cdot \xi_{N_2} = 0,015 + 1,6 \cdot 5,274 \cdot 0,77 = 6,513 \frac{\text{kg } N_2}{\text{kg Trester}}$$

$$\mu_{RG_{O_2}} = o_{min} \cdot (\lambda - 1) = 0,7278 \frac{\text{kg } O_2}{\text{kg Trester}}$$

Die gesamte Rauchgasmenge beträgt $\sum \mu_{RG_i} = 9,526 \frac{\text{kg RG}}{\text{kg Trester}}$. Eine Kontrollrechnung mit Einsetzung der Asche wird durchgeführt:

$$\sum \mu_{RG_i} = (1 - a) + \lambda \cdot l_{min} \cdot (1 + x) = (1 - 0,0534) + 1,6 \cdot 5,274 \cdot (1 + 0,0167)$$

$$\sum \mu RG_i = 9,526$$

Mit diesem Wert werden die Rauchgaskonzentrationen ξRG_i ermittelt:

$$\xi RG_{CO_2} = \frac{\mu RG_{CO_2}}{\sum \mu RG_i} = \frac{1,617}{9,526} = 0,169$$

$$\xi RG_{H_2O} = \frac{\mu RG_{H_2O}}{\sum \mu RG_i} = \frac{0,667}{9,526} = 0,07$$

$$\xi RG_{SO_2} = \frac{\mu RG_{SO_2}}{\sum \mu RG_i} = \frac{0,0016}{9,526} = 1,68 \cdot 10^{-4}$$

$$\xi RG_{N_2} = \frac{\mu RG_{N_2}}{\sum \mu RG_i} = \frac{6,513}{9,526} = 0,683$$

$$\xi RG_{O_2} = \frac{\mu RG_{O_2}}{\sum \mu RG_i} = \frac{0,7278}{9,526} = 0,076$$

Kontrollrechnung: $\sum \xi RG_i = 1$

Nun wird der Verbrennungsprozess in 3 Stufen geteilt:

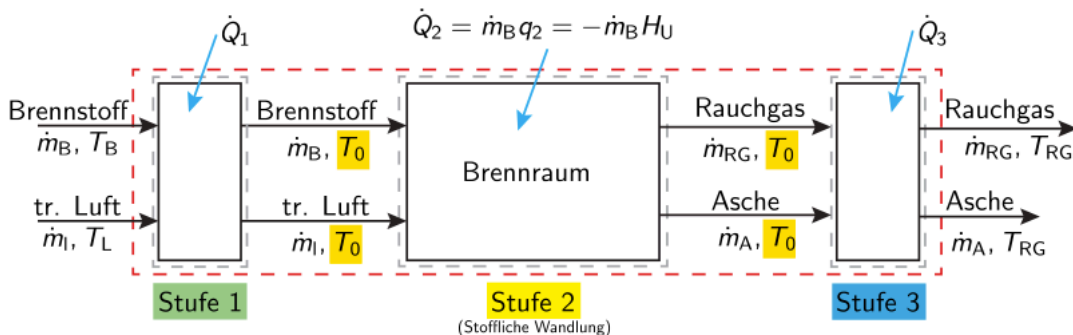


Abbildung 14 - Verbrennungsschema - Quelle: Schmidt, Achim – Technische Thermodynamik 2 – Skript s. 280

Mit Hilfe des in *Abb. 14* vorgestellten Verbrennungsschemas, versteht man dem Prozess besser. Um eine wirklichkeitsnahe Berechnung durchzuführen, werden Wärmeverluste berücksichtigt. Diese Verluste betragen 1% der benötigten Wärme:

$$\dot{Q}_{WV} = 0,01 \cdot \dot{Q}_{KL} = 1,02 \text{ kW}$$

Die Energiebilanz lautet wie folgt:

$$\dot{Q}_{KL} + \dot{Q}_{WV} = \dot{Q}_1 + \dot{Q}_2 + \dot{Q}_3$$

Für die Stufe 1 gilt folgende Gleichung:

(\dot{m}_T = Massenstrom des Tresters)

$$\dot{Q}_1 = -\dot{m}_T \cdot [h_T(T) - h_T(T_0)] + \lambda \cdot l_{min} \cdot \dot{Q}_l \cdot [h_l(T) - h_l(T_0)] = 0$$

Da die durchschnittliche Temperatur der Umgebung in Peru 25°C beträgt (*Siehe Tabelle A.6 in Anhang*), nimmt man an, dass der Trester und die Luft die gleiche Temperatur besitzen, daher ist $T = T_0$. Durch das Einsetzen dieser Werte ergeben beide Enthalpiedifferenzen Null. Deswegen ist $\dot{Q}_1 = 0$.

In der Stufe 2 entsteht die stoffliche Wandlung. Es gilt folgende Gleichung:

$$\dot{Q}_2 = -\dot{m}_T \cdot Hu(T_0)$$

Zuletzt werden bei Stufe 3, die Abgas- und Ascheverluste berechnet. Dafür gilt diese Gleichung:

$$\dot{Q}_3 = \dot{m}_T \cdot \sum \mu R G_i \cdot [h_{RG}(T_{RG}) - h_{RG}(T_0)] + \dot{m}_T \cdot a \cdot [h_a(T_{RG}) - h_a(T_0)]$$

Die Rauchgastemperatur beträgt $T_{RG} = 150^\circ\text{C}$ (Näherungswert). Damit können die Enthalpiedifferenzen berechnet werden:

$$\Delta h_{RG} = Cp_{RG150} \cdot T_{RG} - Cp_{RG25} \cdot T_0$$

$$Cp_{RG} = \sum \xi R G_i \cdot Cp_{R G_i}$$

$$Cp_{RG150} = (\xi R G_{CO_2} \cdot Cp_{CO_2-150}) + (\xi R G_{H_2O} \cdot Cp_{H_2O-150}) + (\xi R G_{SO_2} \cdot Cp_{SO_2-150}) + (\xi R G_{N_2} \cdot Cp_{N_2-150}) + (\xi R G_{O_2} \cdot Cp_{O_2-150})$$

(Werte für $Cp_{R G_i}$ bei 150°C : Siehe Tabelle A.7 in Anhang)

$$Cp_{RG150} = (0,1697 \cdot 0,8914) + (0,07 \cdot 1,882) + (0,000168 \cdot 0,6495) + (0,683 \cdot 1,0416) + (0,076 \cdot 0,9163)$$

$$Cp_{RG150} = 1,0642 \frac{kJ}{kgK}$$

$$Cp_{RG25} = (\xi R G_{CO_2} \cdot Cp_{CO_2-25}) + (\xi R G_{H_2O} \cdot Cp_{H_2O-25}) + (\xi R G_{SO_2} \cdot Cp_{SO_2-25}) + (\xi R G_{N_2} \cdot Cp_{N_2-25}) + (\xi R G_{O_2} \cdot Cp_{O_2-25})$$

(Werte für $Cp_{R G_i}$ bei 25°C : Siehe Tabelle A.7 in Anhang)

$$Cp_{RG25} = (0,1697 \cdot 0,8307) + (0,07 \cdot 1,8615) + (0,000168 \cdot 0,6149) + (0,683 \cdot 1,0395) + (0,076 \cdot 0,9288)$$

$$Cp_{RG25} = 1,0519 \frac{kJ}{kgK}$$

$$\Delta h_{RG} = 1,0642 \frac{kJ}{kgK} \cdot 150^\circ\text{C} - 1,0519 \frac{kJ}{kgK} \cdot 25^\circ\text{C} = 133,331 \frac{kJ}{kg}$$

Für die Berechnung der Enthalpiedifferenz der Asche steht nur ein Näherungswert der spezifischen Wärmekapazität zur Verfügung. Aus dem Grund lautet die Berechnung wie folgt:

$$\Delta h_a = Cp_a \cdot (T_{RG} - T_0) = 0,8 \frac{kJ}{kgK} \cdot (125K) = 100 \frac{kJ}{kg}$$

Mit den ausgerechneten Werten wird die allgemeine Gleichung wieder erstellt:

$$\dot{Q}_{KL} + \dot{Q}_{WV} = -\dot{m}_T \cdot Hu(T_0) + \dot{m}_T \cdot \left(\sum \mu R G_i \cdot \Delta h_{RG} + a \cdot \Delta h_a \right)$$

Nach Auflösung auf \dot{m}_T ergibt sich folgende Gleichung:

$$\dot{m}_T = \frac{\dot{Q}_{KL} + \dot{Q}_{WV}}{(\sum \mu R G_i \cdot \Delta h_{RG} + a \cdot \Delta h_a) - Hu(T_0)}$$

$$\dot{m}_T = \frac{-102 \text{ kW} - 1,02 \text{ kW}}{\left(9,526 \cdot 133,331 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 0,0534 \cdot 100 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) - 16800 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 0,0066 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\dot{m}_T = 23,89 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Der bei der Pressung entstandene Trester kann einen Brennstoffverbrauch von $23,89 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$ problemlos decken. Der überschüssig anfallende Trester kann weiter verkauft werden.

5.4 Kondensationswärme des Kopfproduktes (Destillation)

Bei kontinuierlichem Betrieb und unter der Annahme, dass es keine Wärmeverluste auftreten, kann die Wärmebilanz vereinfacht werden.⁴⁴

$$\dot{Q}_{Kon} = \dot{V}_w \cdot c_{pB} \cdot \Delta T \cdot \rho_B$$

Das gasförmige Kopfprodukt muss kondensiert und bis zur eine Temperatur von $t_{k\ddot{u}} = 60^\circ\text{C}$ gekühlt werden. Somit wird verhindert, dass der Alkohol verdampft. Hierfür benötigt man eine Kondensationswärme \dot{Q}_{Kon} von:

$$\dot{Q}_{KA} = X_{mAK} \cdot \dot{m}K \cdot hv_A = 0,348 \cdot 0,038 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 846 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 11,19 \text{ kW}$$

$$\dot{Q}_{KB} = X_{mBK} \cdot \dot{m}K \cdot hv_B = 0,652 \cdot 0,038 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 2256,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 55,90 \text{ kW}$$

$$\dot{Q}_{Bk\ddot{u}} = X_{mBK} \cdot \dot{m}K \cdot [(Cp_{Ba} \cdot t_a) - (Cp_{Bk\ddot{u}} \cdot t_{k\ddot{u}})] \text{ (Siehe Tabelle A.2 in Anhang)}$$

$$\dot{Q}_{Bk\ddot{u}} = 0,652 \cdot 0,038 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot \left[\left(4,2109 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \cdot 95,53^\circ\text{C}\right) - \left(4,1884 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \cdot 60^\circ\text{C}\right) \right]$$

$$\dot{Q}_{Bk\ddot{u}} = 3,74 \text{ kW}$$

$$\dot{Q}_{Ak\ddot{u}} = X_{mAK} \cdot \dot{m}K \cdot Cp_A \cdot (t_E - t_{k\ddot{u}}) = 0,348 \cdot 0,038 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 2,43 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \cdot 18,3 \text{ K}$$

$$\dot{Q}_{Ak\ddot{u}} = 0,59 \text{ kW}$$

$$\dot{Q}_{Kon} = \dot{Q}_{KA} + \dot{Q}_{KB} + \dot{Q}_{Ak\ddot{u}} + \dot{Q}_{Bk\ddot{u}} = 11,19 \text{ kW} + 55,90 \text{ kW} + 0,59 \text{ kW} + 3,74 \text{ kW}$$

$$\dot{Q}_{Kon} = 71,42 \text{ kW}$$

Für die Temperaturdifferenz ΔT des Kühlwassers werden 10 K angenommen. Die Eingangstemperatur des Wassers beträgt 25°C . Für die spezifische Wärmekapazität des Kühlwassers wird ein Mittelwert von 30°C (siehe Tabelle A.2. in Anhang) angenommen. Durch Auflösung nach \dot{V}_w wird die Berechnung des Volumenstroms des Kühlwassers für die Kondensierung des Kopfproduktes ermöglicht.

$$\dot{V}_w = \frac{\dot{Q}_{Vges}}{c_{pB30} \cdot \Delta T \cdot \rho_B} = \frac{71,42 \text{ kW}}{4,1785 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \cdot 10 \text{ K} \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 1,70 \frac{\text{l}}{\text{s}} = 6153 \frac{\text{l}}{\text{h}}$$

⁴⁴ <http://www.tipp-international.de/uploads/media/Rektifikation.pdf> - s.7

5.5 Pumpenleistungen

Die übliche Formel für die Leistung einer Pumpe lautet:⁴⁵

$$P_{pumpe} = \frac{\dot{V} \cdot g \cdot h \cdot \rho}{\eta_{pumpe} \cdot \eta_{motor}}$$

\dot{V} : Volumenstrom des Fluides

g : Erdbeschleunigung = $9,81 \frac{m}{s^2}$

h : Förderungshöhe

ρ : Dichte des Fluides

η_{pumpe} : Wirkungsgrad der Pumpe

η_{motor} : Wirkungsgrad des Motors

In folgender Tabelle werden die Leistungen für alle Pumpen im Destillationsprozess berechnet. Nach einer Recherche wurden die Wirkungsgrade der Pumpe sowie des Motors festgestellt. Die Werte stehen im Vergleich zu den am Markt üblichen Produkten.^{46 47}

Die Förderhöhen des Zulauf-, Sumpf- und Kopfprodukts ergeben sich aus der maximalen Höhe des Behälters, in der diese Flüssigkeiten eingepumpt werden (zwei Meter). Im Fall der Kühlwasserpumpe wird das Wasser aus einem Brunnen, der fünf Meter unter Wasser liegt, heraus gesaugt. Eine Tauchpumpe ist dafür erforderlich.

Pumpe	$\dot{V} [l/h]$	$h [m]$	$\rho [kg/m^3]$	η_{pumpe}	η_{motor}	$P [W]$
Zulauf	636.37	2.00	977.20	0.60	0.70	8.07
Sumpf	491.07	2.00	990.20	0.60	0.70	6.31
Kopf	145.30	2.00	817.20	0.60	0.70	1.54
Kühlung	7704.00	7.00	1000.00	0.70	0.70	238.24
Gesamt						254.16

Tabelle 2 – Pumpenleistungen bei der Destillation

⁴⁵ <http://www2.htw-dresden.de/~heller/praktikumsanleitungen/dateien/Kreiselpumpen.pdf>

⁴⁶ [ideal.de](http://www.ideal.de)

⁴⁷ <http://de.grundfos.com/products/find-product.html>

6. Rektifikation

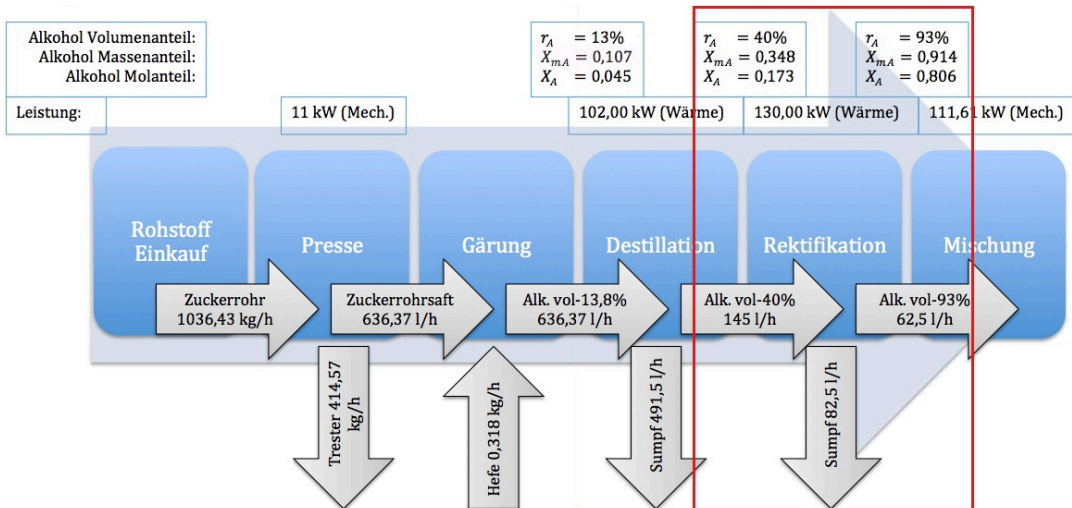


Abbildung 15 – Gesamtschema (Schritt nr. 5) Rektifikation

Die Rektifikation ist eine fraktionierte Destillation, die in besonderer Art und Weise durchgeführt wird. Hiermit erhält man eine Flüssigkeit mit einem Alkoholgehalt von bis zu vol-96%. Die Extraktion von Unreinheiten und Schlacke ist viel besser als bei der Destillation. Körper mit einem ähnlichen Siedepunkt werden erfolgreich geteilt. Aufgrund der komplexen Bauart der Kolonne, ist der Dampfverbrauch der Rektifikation wesentlich höher als bei der Destillation.⁴⁸

Die Rektifikationskolonne besteht aus verschiedenen Stufen, die sogenannten Böden. Die Anzahl von Böden ist abhängig von der Art der Kolonne. Ein Dampfkessel mit regulierbarem Dampfmassenstrom ist für ein gutes Ergebnis wichtig. Wie bei der kontinuierlichen Destillation befindet sich die Zulaufsleitung in der Mitte der Kolonne. Zum besseren Verständnis wird die Kolonne am Zulaufpunkt in zwei theoretische Bestandteile getrennt: Die Ober- und Untersäule.

Das zulaufende Destillat in der Obersäule wird von unten nach oben mit eingeströmtem Dampf bis zum Siedepunkt erhitzt. Danach wird durch Minderung des Dampfmassenstroms die Temperatur gesenkt. Je nachdem wie gefüllt die Kolonne ist, erhöht man oder sinkt man die Temperatur, um einen feineren Alkohol zu erhalten.

Im oberen Teil der Obersäule strömt das Kopfprodukt in gasförmigem Zustand heraus. Danach wird es kondensiert und strömt durch einen Verteiler. Wenn der Alkoholgehalt so hoch wie erwartet ist, wird das Endprodukt gekühlt und gelagert. Ist der Alkoholgehalt nicht hoch genug, wird das Kopfprodukt automatisch zur Obersäule zurückgeführt.

Von der Basis der Untersäule erhält man die Sumpfprodukte direkt im flüssigen Zustand. Der Alkoholgehalt ist dabei sehr niedrig.

Die Rektifikationskolonne ist die Kombination von Verstärkungsanlage und Abtriebsanlage im Gegenstromprinzip.⁴⁹

6.1 Schema der Rektifikationsanlage

1. Zulauf Alkohol vol-40%
2. Kolonnensumpf
3. Untersäule (Abtriebsanlage)

⁴⁸ Kirschbaum, Emil - Destillier- und Rektifizierteknik – kap III

⁴⁹ Sankol, Bernd - Thermische Verfahrenstechnik Skript 3-6

4. Obersäule (Verstärkungsanlage)
5. Kondensator
6. Rückfluss
7. Kopfprodukt
8. Sumpfprodukt
9. Tresterkessel (Sumpfkocher)

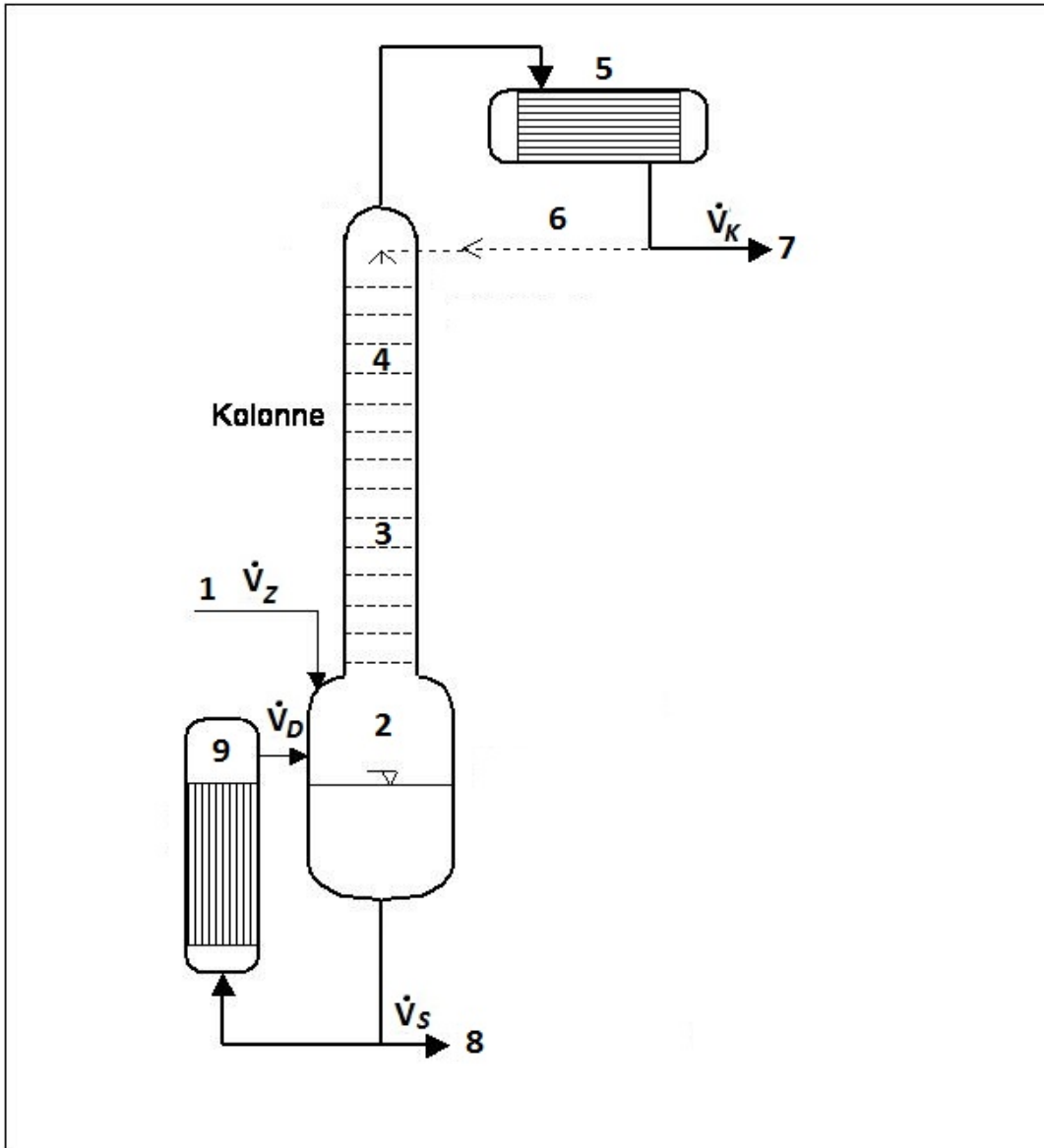


Abbildung 16 - Rektifikationskolonne Quelle: <http://commons.wikimedia.org/wiki/File:RectificationBatch.jpg>

Wie bei der Destillationsanlage verwendet man die Indices \dot{K} und \dot{S} für die Kopf- und Sumpfprodukte. Index \dot{Z} steht hierbei auch für den Zulauf. Für diese Analyse sind folgende Molanteile zu berücksichtigen:

Index	Molanteil	Volumen
x_Z	$\approx 0,2$	40%
x_K	$\approx 0,8$	93%
x_S	$\approx 0,03$	9%

Tabelle 3 – Mol- und Volumenanteile bei der Rektifikation

Index D steht für gasförmigen Zustand und Index F steht für flüssigen Zustand. Für die Obersäule wird Index o benutzt und für die Untersäule u .

6.2 Rektifikationsberechnung

Um eine präzise Berechnung der Alkoholrektifikation durchzuführen, muss man eine Gleichgewichtskurve generieren. Diese Kurve erhält man mit Hilfe der Antoine Gleichung. Die Antoine Gleichung beschreibt den Zusammenhang zwischen der Temperatur und dem Dampfdruck:⁵⁰

$$\log(p) = \frac{A - B}{C + T}$$

Index p steht für den Dampfdruck und T für die Siedetemperatur. Alle Substanzen haben Antoine Konstanten, um den Druck des Dampfes zu bestimmen.⁵¹

	A	B	C
Ethanol	8,204	1642,890	230,426
Wasser	8,071	1730,630	233,426

Tabelle 4 – Antoine Konstanten von Wasser und Ethanol

Die Antoine Konstanten wurden mit den Einheiten *mmHg* und *grad Celsius* von Antoine veröffentlicht. Bei der Berechnung von Siedetemperaturen werden diese Einheiten benutzt. Danach werden die Ergebnisse zu SI-Einheiten umgewandelt.

6.3 Analytische Entwicklung der Gleichgewichtskurve

6.3.1 Siedetemperatur mit der Antoine Gleichung⁵¹

Die Rektifikationsanlage arbeitet mit einem konstanten Druck von $p = 1,013 \text{ bar}$ (Atmosphäre); dieser Wert entspricht 760 mmHg . Um die Siedetemperatur zu berechnen wird die Antoine Gleichung auf T aufgelöst.

$$TE_A = \frac{B_A + C_A(\log_{10}(p) - A_A)}{A_A - \log_{10}(p)} = \frac{1642,890 + 230,426(\log_{10}(760) - 8,204)}{8,204 - \log_{10}(760)}$$

$$TE_A = 78,32 \text{ °C}$$

$$TE_B = 100,016 \text{ °C}$$

6.3.2 Sättigungsdrücke⁵²

Mit den Konstanten von Antoine ist es möglich, die Sättigungsdrücke p° , in Abhängigkeit von der Siedetemperatur zu ermitteln. Abhängig vom Mischverhältnis der Ethanol-Wassermischung ändert sich die Siedetemperatur TE . Bei überwiegendem Wassergehalt nähert sich die Siedetemperatur an $100,016^\circ \text{ C}$ (TE_B). Umgekehrt nähert sich bei überwiegendem Ethanolgehalt die Siedetemperatur dem Wert von $78,32^\circ \text{ C}$ (TE_A). Diese Temperaturdifferenz wird als ΔTE bezeichnet. In der folgenden Gleichung wird als Beispiel TE_B verwendet:

$$\log_{10}(p^\circ_A) = A_A - \frac{B_A}{t + C_A} = 8,204 - \frac{1642,89}{100,016 + 230,426} = 3,23$$

⁵⁰ <http://www.hs-augsburg.de/~reppich/LAB/Dateien/Rektifikationsanlage.pdf>

⁵¹ <http://www.chemie.de/lexikon/Antoine-Gleichung.html>

⁵² <http://www.hs-augsburg.de/~reppich/LAB/Dateien/Rektifikationsanlage.pdf>

$$p_A^\circ(100^\circ\text{C}) = 10^{3,23} = 1706,886 \text{ mmHg}$$

$$p_B^\circ(100^\circ\text{C}) = 760,03 \text{ mmHg}$$

Das Gesetz von Roulton zeigt, dass ein Verhältnis zwischen dem partiellen Druck einer Komponente im Dampfzustand mit dem flüssigen Zustand und der Konzentration dieser Komponente im flüssigen Zustand existiert:

$$P_i = x_i \cdot p_i^\circ$$

Gleichzeitig zeigt das Gesetz von Dalton, dass für Gase und Dämpfe mit einem Druck unter 10 bar ein Verhältnis zwischen dem partiellen Druck einer Komponente mit absolutem Druck und ihrer Konzentration im Dampfzustand existiert:

$$P_i = y_i \cdot p$$

Durch Vereinigung beider Gesetze erhält man das Roulton-Dalton Gesetz:

$$p_i^\circ \cdot x_i = p \cdot y_i$$

Unter Verwendung dieser Erkenntnisse der Sättigungsdrücke und dem Phasengleichgewicht sind genügend Daten vorhanden, um eine Siedelinie zu erzeugen: $x_A = f(\Delta TE)$

$$x_A(\Delta TE) = \frac{p - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ}$$

Es ist auch möglich, eine Taulinie zu erstellen: $y_A = f(\Delta TE)$

$$y_A(\Delta TE) = \frac{p_A^\circ}{p} \cdot \frac{p - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ}$$

Mit den soweit gesammelten Daten ist es möglich, ein Sättigungsdiagramm Txy aufzubereiten. Das erhält man durch Plotten der Gleichung: $\Delta TE = f(x_A, y_A)$. Dies wird im *Punkt 6.4* "Graphische Aufbereitung der Gleichgewichtskurve" im Detail dargestellt.

Zur Erstellung einer analytischen Gleichgewichtskurve ist es notwendig, die relative Flüchtigkeit α_{AB} der Mischung zu entschlüsseln. Diese liefert Information über die mögliche Trennung der Mischung. Je größer die relative Flüchtigkeit, desto einfacher resultiert die Trennung der Mischung. Im Fall von $\alpha_{AB} = 1$ wird die Gleichgewichtskurve die gleichen Eigenschaften wie die Gleichgewichtsdiaagonale haben. Die Trennung der Mischung ist in diesem Fall nicht möglich.

Die relative Flüchtigkeit ist auch abhängig von der Temperatur und wird mit folgender Gleichung bestimmt:

$$\alpha_{AB} = \frac{p_A^\circ}{p_B^\circ} = f(\Delta TE)$$

Es ist nun notwendig, ein Verhältnis zwischen x_A und y_A (abhängig von α_{AB}) zu schaffen. Dafür wird die folgende Gleichung eingeführt:

$$y_{Aneu} = f(x_A, \alpha_{AB}) = \frac{\alpha_{AB} \cdot x_A}{1 + x_A(\alpha_{AB} - 1)}$$

Mit den gesammelten Daten wird eine Ergebnistabelle nach der Funktion ΔTE erstellt, um anschließend durch Plotten von $y_{Aneu} = f(x_A)$ die Gleichgewichtskurve zu erzeugen.⁵³

Ergebnistabelle:

x_A	y_A	ΔTE	p°_A	p°_B	α_{AB}	y_{Aneu}
0.000	0.000	100.018	1699.914	760.031	2.237	0.000
0.010	0.010	99.675	1679.806	750.738	2.238	0.022
0.020	0.020	99.336	1660.146	741.658	2.238	0.044
0.030	0.030	99.002	1640.922	732.781	2.239	0.065
0.040	0.040	98.672	1622.119	724.103	2.240	0.085
0.050	0.050	98.346	1603.724	715.617	2.241	0.105
0.060	0.060	98.024	1585.723	707.316	2.242	0.125
0.070	0.070	97.706	1568.106	699.195	2.243	0.144
0.080	0.080	97.392	1550.860	691.248	2.244	0.163
0.090	0.090	97.081	1533.973	683.470	2.244	0.182
0.100	0.100	96.775	1517.435	675.855	2.245	0.200
0.110	0.110	96.471	1501.236	668.399	2.246	0.217
0.120	0.120	96.172	1485.366	661.098	2.247	0.235
0.130	0.130	95.875	1469.814	653.945	2.248	0.251
0.140	0.140	95.583	1454.572	646.938	2.248	0.268
0.150	0.150	95.293	1439.630	640.071	2.249	0.284
0.160	0.160	95.007	1424.981	633.341	2.250	0.300
0.170	0.170	94.723	1410.615	626.743	2.251	0.316
0.180	0.180	94.443	1396.526	620.275	2.251	0.331
0.190	0.190	94.166	1382.704	613.932	2.252	0.346
0.200	0.200	93.892	1369.144	607.711	2.253	0.360
0.210	0.210	93.621	1355.837	601.608	2.254	0.375
0.220	0.220	93.353	1342.776	595.621	2.254	0.389
0.230	0.230	93.087	1329.956	589.745	2.255	0.403
0.240	0.240	92.825	1317.370	583.979	2.256	0.416
0.250	0.250	92.565	1305.011	578.318	2.257	0.429
0.260	0.260	92.307	1292.874	572.761	2.257	0.442
0.270	0.270	92.053	1280.952	567.305	2.258	0.455
0.280	0.280	91.801	1269.241	561.947	2.259	0.468
0.290	0.290	91.551	1257.734	556.683	2.259	0.480
0.300	0.300	91.304	1246.427	551.513	2.260	0.492
0.310	0.310	91.059	1235.315	546.434	2.261	0.504
0.320	0.320	90.817	1224.392	541.442	2.261	0.516
0.330	0.330	90.577	1213.655	536.537	2.262	0.527
0.340	0.340	90.339	1203.097	531.716	2.263	0.538
0.350	0.350	90.104	1192.716	526.976	2.263	0.549
0.360	0.360	89.871	1182.506	522.316	2.264	0.560
0.370	0.370	89.640	1172.464	517.734	2.265	0.571
0.380	0.380	89.411	1162.586	513.228	2.265	0.581
0.390	0.390	89.185	1152.867	508.796	2.266	0.592
0.400	0.400	88.960	1143.304	504.437	2.266	0.602
0.410	0.410	88.737	1133.894	500.148	2.267	0.612
0.420	0.420	88.517	1124.632	495.928	2.268	0.622
0.430	0.430	88.298	1115.515	491.776	2.268	0.631
0.440	0.440	88.082	1106.541	487.689	2.269	0.641
0.450	0.450	87.867	1097.705	483.667	2.270	0.650
0.460	0.460	87.654	1089.004	479.707	2.270	0.659

⁵³ http://www.chem.mtu.edu/~tbco/cm2110/cm2110_txy_tutorial.html

0.470	0.470	87.443	1080.437	475.809	2.271	0.668
0.480	0.480	87.234	1071.998	471.971	2.271	0.677
0.490	0.490	87.027	1063.687	468.191	2.272	0.686
0.500	0.500	86.821	1055.500	464.469	2.272	0.694
0.510	0.510	86.617	1047.434	460.803	2.273	0.703
0.520	0.520	86.415	1039.486	457.192	2.274	0.711
0.530	0.530	86.215	1031.655	453.635	2.274	0.719
0.540	0.540	86.016	1023.937	450.130	2.275	0.728
0.550	0.550	85.819	1016.330	446.676	2.275	0.736
0.560	0.560	85.624	1008.832	443.273	2.276	0.743
0.570	0.570	85.430	1001.441	439.919	2.276	0.751
0.580	0.580	85.237	994.154	436.613	2.277	0.759
0.590	0.590	85.047	986.970	433.355	2.278	0.766
0.600	0.600	84.857	979.885	430.142	2.278	0.774
0.610	0.610	84.670	972.898	426.975	2.279	0.781
0.620	0.620	84.483	966.008	423.852	2.279	0.788
0.630	0.630	84.298	959.212	420.773	2.280	0.795
0.640	0.640	84.115	952.508	417.736	2.280	0.802
0.650	0.650	83.933	945.894	414.740	2.281	0.809
0.660	0.660	83.752	939.369	411.786	2.281	0.816
0.670	0.670	83.573	932.931	408.872	2.282	0.822
0.680	0.680	83.395	926.578	405.996	2.282	0.829
0.690	0.690	83.219	920.308	403.160	2.283	0.836
0.700	0.700	83.044	914.121	400.361	2.283	0.842
0.710	0.710	82.870	908.014	397.599	2.284	0.848
0.720	0.720	82.697	901.985	394.873	2.284	0.855
0.730	0.730	82.526	896.034	392.183	2.285	0.861
0.740	0.740	82.356	890.159	389.528	2.285	0.867
0.750	0.750	82.187	884.358	386.907	2.286	0.873
0.760	0.760	82.019	878.631	384.319	2.286	0.879
0.770	0.770	81.853	872.975	381.765	2.287	0.884
0.780	0.780	81.688	867.389	379.243	2.287	0.890
0.790	0.790	81.524	861.873	376.753	2.288	0.896
0.800	0.800	81.361	856.424	374.293	2.288	0.902
0.810	0.810	81.199	851.042	371.865	2.289	0.907
0.820	0.820	81.038	845.726	369.466	2.289	0.912
0.830	0.830	80.879	840.474	367.097	2.290	0.918
0.840	0.840	80.720	835.285	364.757	2.290	0.923
0.850	0.850	80.563	830.157	362.446	2.290	0.928
0.860	0.860	80.406	825.091	360.162	2.291	0.934
0.870	0.870	80.251	820.085	357.906	2.291	0.939
0.880	0.880	80.097	815.137	355.676	2.292	0.944
0.890	0.890	79.944	810.247	353.474	2.292	0.949
0.900	0.900	79.792	805.415	351.297	2.293	0.954
0.910	0.910	79.641	800.637	349.146	2.293	0.959
0.920	0.920	79.490	795.915	347.020	2.294	0.963
0.930	0.930	79.341	791.247	344.918	2.294	0.968
0.940	0.940	79.193	786.631	342.841	2.294	0.973
0.950	0.950	79.046	782.068	340.788	2.295	0.978
0.960	0.960	78.900	777.557	338.759	2.295	0.982
0.970	0.970	78.754	773.095	336.752	2.296	0.987
0.980	0.980	78.610	768.683	334.768	2.296	0.991
0.990	0.990	78.466	764.320	332.807	2.297	0.996
1.000	1.000	78.324	760.005	330.867	2.297	1.000

Tabelle 5 – Relative Flüchtigkeit der Mischung

Analytische Gleichgewichtskurve $y_{Aneu} = f(x_A)$.

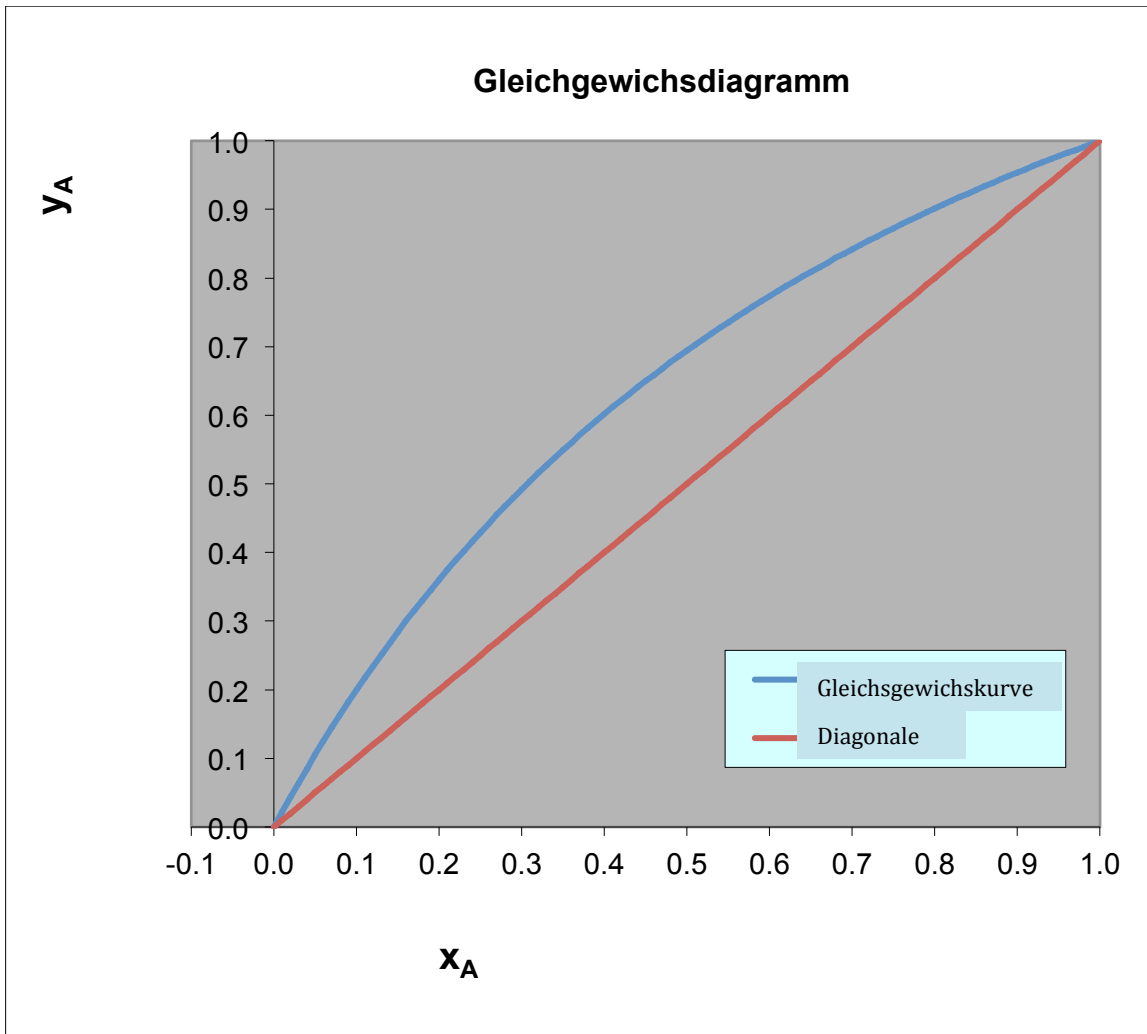


Abbildung 17 – Gleichgewichtsdiagramm Ethanol - Wasser

Dieses Diagramm wird zur Berechnung der Rektifikation verwendet. Hiermit ist es möglich, die Anzahl der Böden zu bestimmen, die für die Rektifikationskolonne notwendig sind.

6.4 Graphische Aufbereitung der Gleichgewichtskurve⁵⁴

Mit den Daten aus *Abb. 20* wird das Txy-Sättigungsdiagramm durch Plotten von $\Delta TE = f(x_A, y_A)$ erstellt. Dadurch erzeugt man auf schematischer Weise die Gleichgewichtskurve:

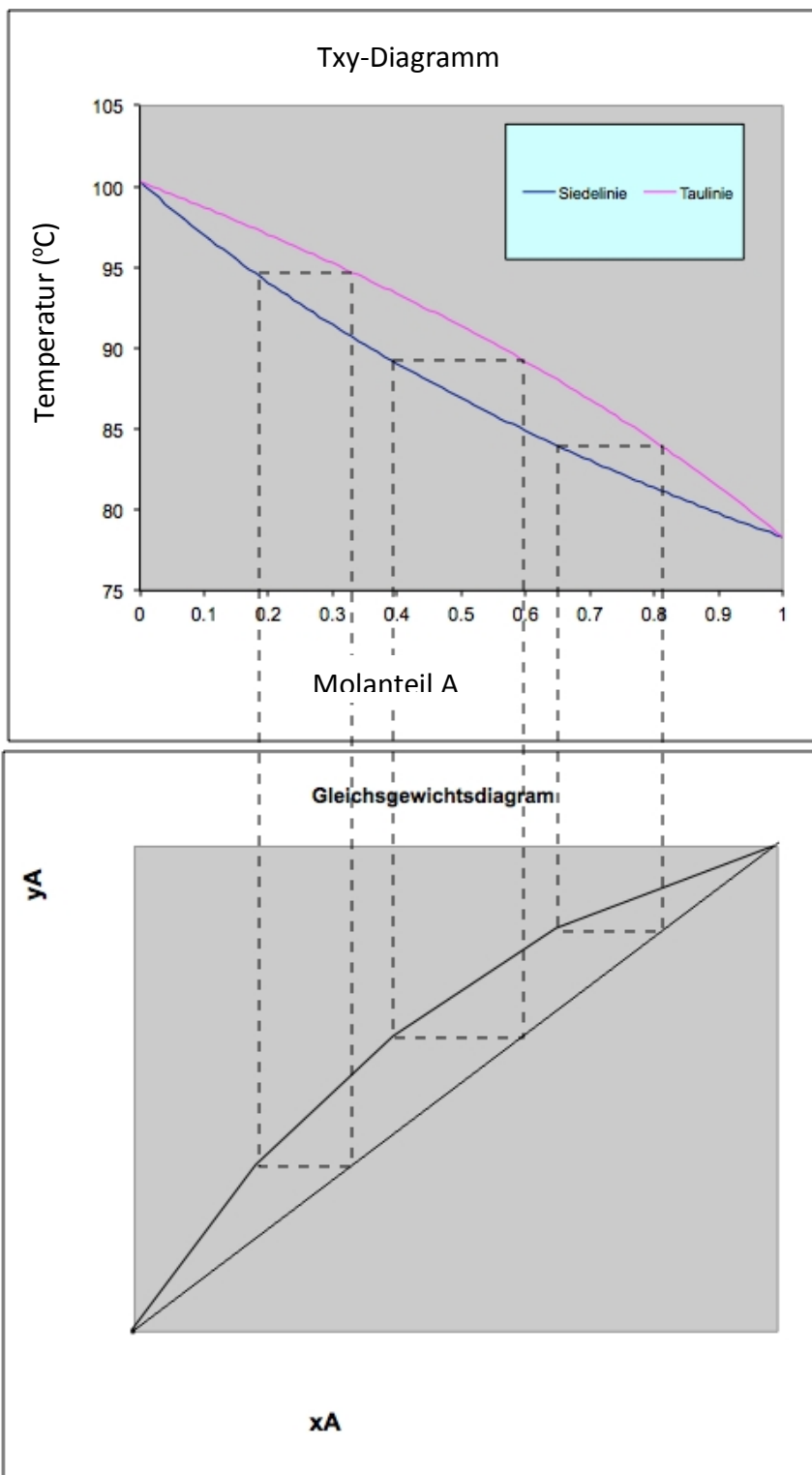


Abbildung 18 – Zusammenhang des Txy-Diagramm und Gleichgewichtskurve

⁵⁴ http://www.chemgeo.uni-jena.de/chegemedia/Institute/ITUC/Praktikum+Versuche+/2_8Rektifikation.pdf

6.5 Berechnung der q-Linie⁵⁵

Die q-Linie zeigt das Verhältnis zwischen dem molaren Strom von Dampf und der Flüssigkeitskonzentration, die in der Basis der Böden mit dem Zulaufstromparameter verloren geht.

Es gibt fünf mögliche Zustände für die q-Linie:

1. Gekühlte Flüssigkeit
2. Flüssigkeit im Siedepunkt
3. Feuchter Dampf
4. Dampf im Siedepunkt
5. Überhitzter Dampf

Das folgende Txy-Diagramm zeigt, wo sich die Zustände der q-Linie im Bezug zur molaren Konzentration im Eingang der Rektifikationskolonne befinden.

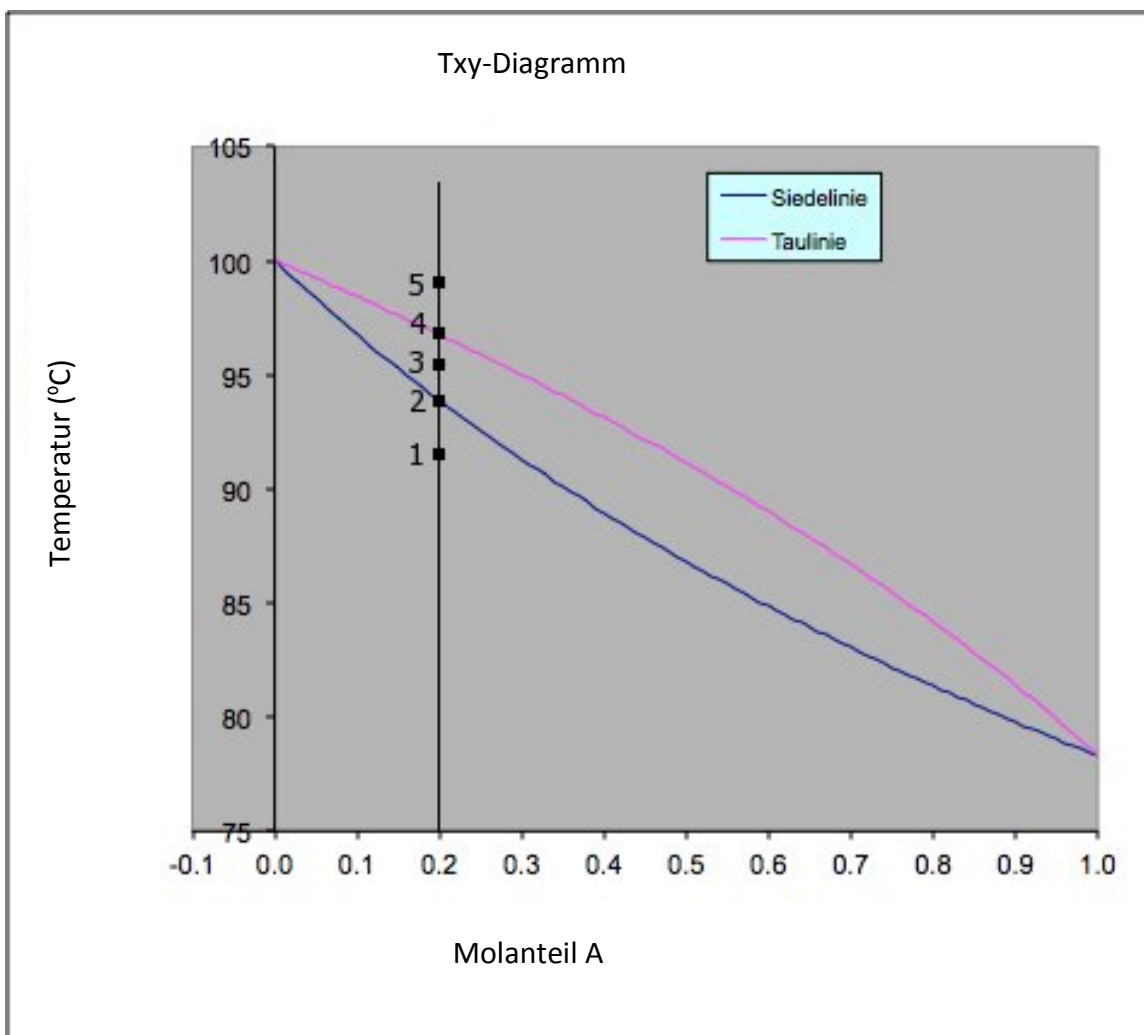


Abbildung 19 – Zustände der q-Linie in Txy-Diagramm

⁵⁵ Sankol, Bernd – Thermische Verfahrenstechnik – Skript kap. 3-6

Die folgende Tabelle zeigt die Eigenschaften der q-Linie in jedem Zustand:

Zustand	T_z	h_z	q	\dot{F}_u / \dot{F}_o
1	$T_z < T_E$	$h_z < h_F$	> 1	$\dot{F}_u > \dot{F}_o$
2	$T_z = T_E$	$h_z = h_F$	$= 1$	$\dot{F}_u = \dot{F}_o$
3	$T_V > T_z > T_E$	$h_D > h_z > h_F$	$0 < q < 1$	$\dot{F}_u < \dot{F}_o$
4	$T_z = T_V$	$h_z = h_D$	$= 0$	$\dot{F}_u = \dot{F}_o$
5	$T_z > T_V$	$h_z > h_D$	< 0	$\dot{F}_u < \dot{F}_o$

Tabelle 6 – Eigenschaften der q-Linie - Quelle: Sankol, Bernd – Thermische Verfahrenstechnik – Skript kap.3-6 s.21

Im folgenden Diagramm der Gleichgewichtskurve wird die q-Linie in allen ihren Zuständen beleuchtet:

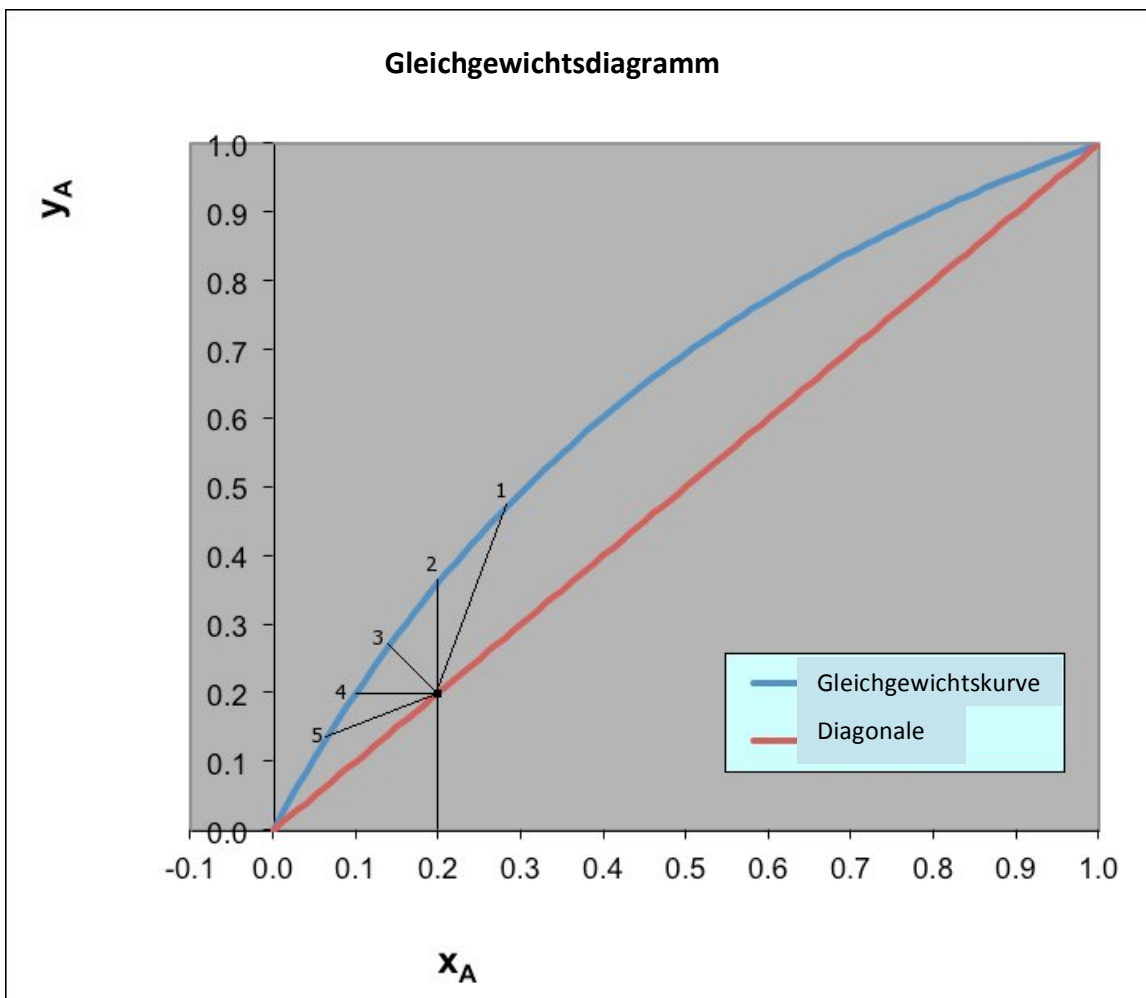


Abbildung 20 – Zustand der q-Linie in Gleichgewichtsdiagramm

Da die Temperatur nach der Destillation in der Nähe der Siedetemperatur bleiben wird kann man behaupten das $T_z = T_E$ ist. Aus diesem Grund wird zunächst eine Untersuchung mit $q = 1$ durchgeführt. Die Untersuchung beginnt mit einer molaren Konzentration von 0,2 (ca. vol-40%). Am Ausgang ist die Konzentration des Kopfprodukts 0,8 (ca. vol-93%) und am Sumpfprodukt 0,03 (ca. vol-9%).

6.6 Rektifikationsanalyse mit $q=1$ (Thiele, McCabe)⁵⁶

Als erster Schritt sollte das minimale Rücklaufverhältnis v_{min} ermittelt werden. Dafür muss der Messwert m_{min} bekannt sein. Dieser ist zu bestimmen, indem eine gerade Linie im Gleichgewichtsdiagramm gezeichnet wird. Die Gerade durchläuft den Schnittpunkt der Gleichgewichtsdiaagonalen mit der Geraden der molaren Konzentration im Kopfprodukt und den Schnittpunkt der q -Linie mit der Gleichgewichtskurve:

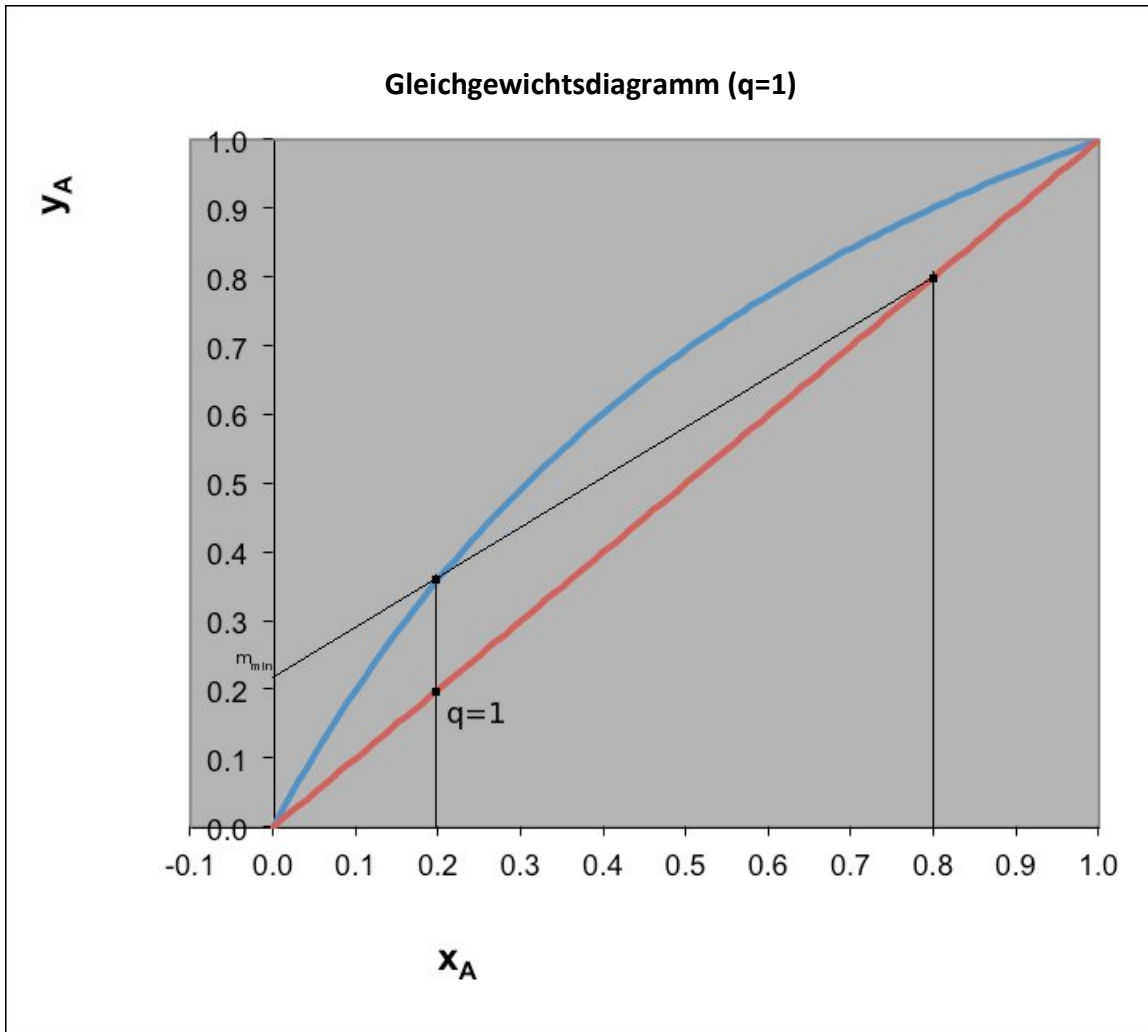


Abbildung 21 – Zeichnung von m_{min} in Gleichgewichtsdiagramm

Die in der Gleichgewichtskurve gezeichnete Gerade zeigt einen Wert von ca. $m_{min} = 0,225$, mit dem es möglich ist, den Wert für V_{min} zu berechnen. Dazu wird folgende Gleichung verwendet:

$$V_{min} = \frac{x_K}{m_{min}} - 1 = \frac{0,8}{0,225} - 1 = 2,55$$

Damit das Rücklaufverhältnis effektiv ist, muss der Wert zwischen 1,3 und dem doppelten Wert von V_{min} liegen. Deshalb:

$$V_{eff} = V_{min} \cdot 2 = 2,55 \cdot 2 = 5,1$$

⁵⁶ Sankol, Bernd – Thermische Verfahrenstechnik – Skript kap. 3-7

Bei einem bekanntem Wert von V_{eff} ist es möglich, den Wert für m_{eff} zu berechnen. Dieser Wert markiert den Referenzpunkt für die Arbeitslinie der oberen Kolonne:

$$m_{eff} = \frac{x_K}{V_{eff} + 1} = \frac{0,8}{5,1 + 1} = 0,13$$

Am Punkt, wo sich die Arbeitslinie der oberen Kolonne und die q-Linie kreuzen, beginnt die Arbeitslinie der unteren Kolonne. Diese endet dort, wo sich die Gleichgewichtsdiaagonale mit der Geraden der molaren Konzentration im Sumpfprodukt kreuzt.

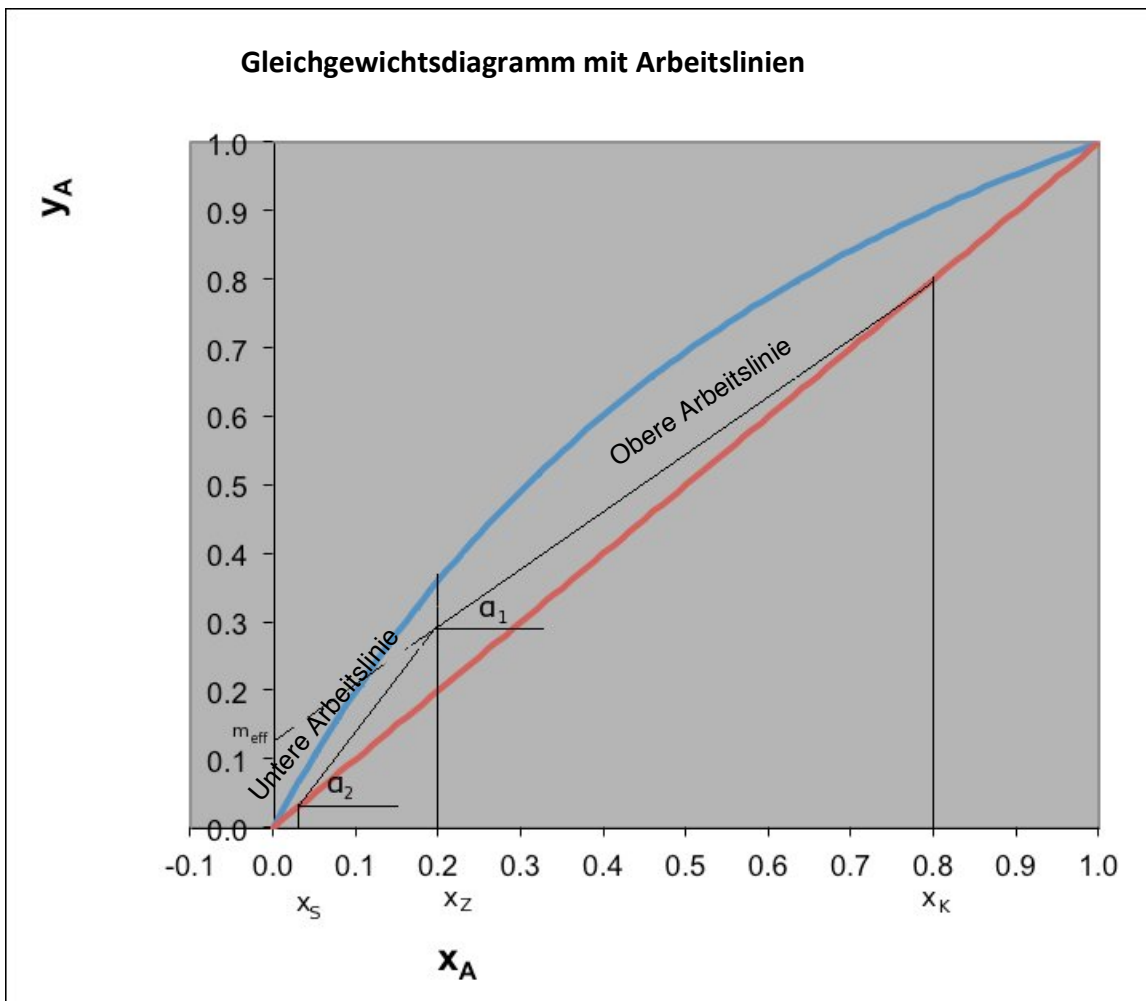


Abbildung 22 – Obere- und Unterearbeitslinie in Gleichgewichtsdiagramm

Ein zusätzlicher Faktor der graphisch aus der Gleichgewichtskurve abgeleitet werden kann ist die relative Flüchtigkeit α_1 für die obere und α_2 für die untere Kolonne. Dieser Faktor dient weiterhin zur Berechnung der Flüssigkeits- und Dampfströmungen in den zugehörigen Kolonnen.

Der Wert für α_1 beträgt $\approx 37^\circ$ und für $\alpha_2 \approx 54^\circ$. Für die optimale Funktion der Rektifikationsanlage müssen die folgenden Gleichgewichtsgleichungen erfüllt werden:

$$\tan(\alpha_1) = \frac{F_o}{D_o} = const.$$

$$\tan(\alpha_2) = \frac{F_u}{D_u} = const.$$

Zur Überprüfung wird eine Kalkulation mit den Daten der oberen Kolonne durchgeführt. Dazu werden die Werte für molare Strömung von Flüssigkeiten F_o und molare Strömung von Dämpfen D_o verwendet. Diese fließen im Gegenstrom zueinander.

Mit dem Volumenstrom $\dot{V}_{K2} = 62,5 \text{ l/h}$ (siehe Punkt 1) und unter der Annahme, dass der Alkoholgehalt im Ausgang bei vol-93% liegt, wird die molare Strömung im Kopfprodukt $\dot{K}_{93\%}$ berechnet. Der zu errechnende Massenstrom $\dot{m}K_{93}$ kann mit Hilfe der Dichte ρ_{93} kalkuliert werden:

$$\rho_{93} = \rho_A \cdot X_{mA} + \rho_B \cdot X_{mB} = 800 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,914 + 1000 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,086$$

$$\rho_{93} = 817,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\dot{m}K_{93} = \dot{V}_{K2} \cdot \rho_{93} = 62,5 \text{ l/h} \cdot 817,2 \text{ kg/m}^3 \cdot 10^{-3} = 53,52 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Wenn einmal der Massestrom berechnet ist, wird dieser durch die molare Masse $M_{ges(93\%)}$ geteilt, um $\dot{K}_{93\%}$ zu erhalten:

$$M_{ges(93\%)} = X_A \cdot MA + X_B \cdot MB = 0,806 \cdot 46,069 + 0,194 \cdot 18,015 = 40,63 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$\dot{K}_{93\%} = \frac{\dot{m}K_{93}}{M_{ges(93\%)}} = \frac{53,52 \text{ kg/h}}{40,63 \text{ kg/kmol}} = 1,31 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Mit diesen neuen Daten ist es relativ unkompliziert, die molaren Strömungen der oberen Kolonne zu berechnen:

$$\dot{F}_o = \dot{K}_{93\%} \cdot V_{eff} = 1,31 \text{ kmol/h} \cdot 5,1 = 6,71 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$\dot{D}_o = \dot{F}_o \cdot \dot{K}_{93\%} = 6,71 \text{ kmol/h} \cdot 1,31 \text{ kmol/h} = 8,801 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Nun zum Vergleich der Ergebnisse:

$$\tan(37^\circ) = 0,754$$

$$\frac{F_o}{D_o} = \frac{6,71}{8,801} = 0,762$$

$$0,754 \approx 0,762$$

Die Differenz der beiden Resultate beträgt 0,08, da das Ablesen von α_1 nicht exakt durchgeführt werden kann.

6.7 Anzahl von Böden und Leistung der Rektifikationsanlage

Unter Verwendung der zwei Arbeitslinien als Führungen ist es möglich, eine Treppe zu zeichnen, wodurch die Anzahl der Böden, die die Kolonne benötigt, festgestellt werden kann.

Die grüne Linie in Abb. 28 repräsentiert die Anzahl der theoretischen Böden, die notwendig sind, um die molare Konzentration von 0,8 im Kopfprodukt der Mischung zu erreichen $N_{th} = 10$. Die Spaltung in der q-Linie markiert die Trennung zwischen der oberen und unteren Kolonne. Der fünfte Boden gehört zur oberen Kolonne, daher besitzt die untere Kolonne auch fünf Böden.

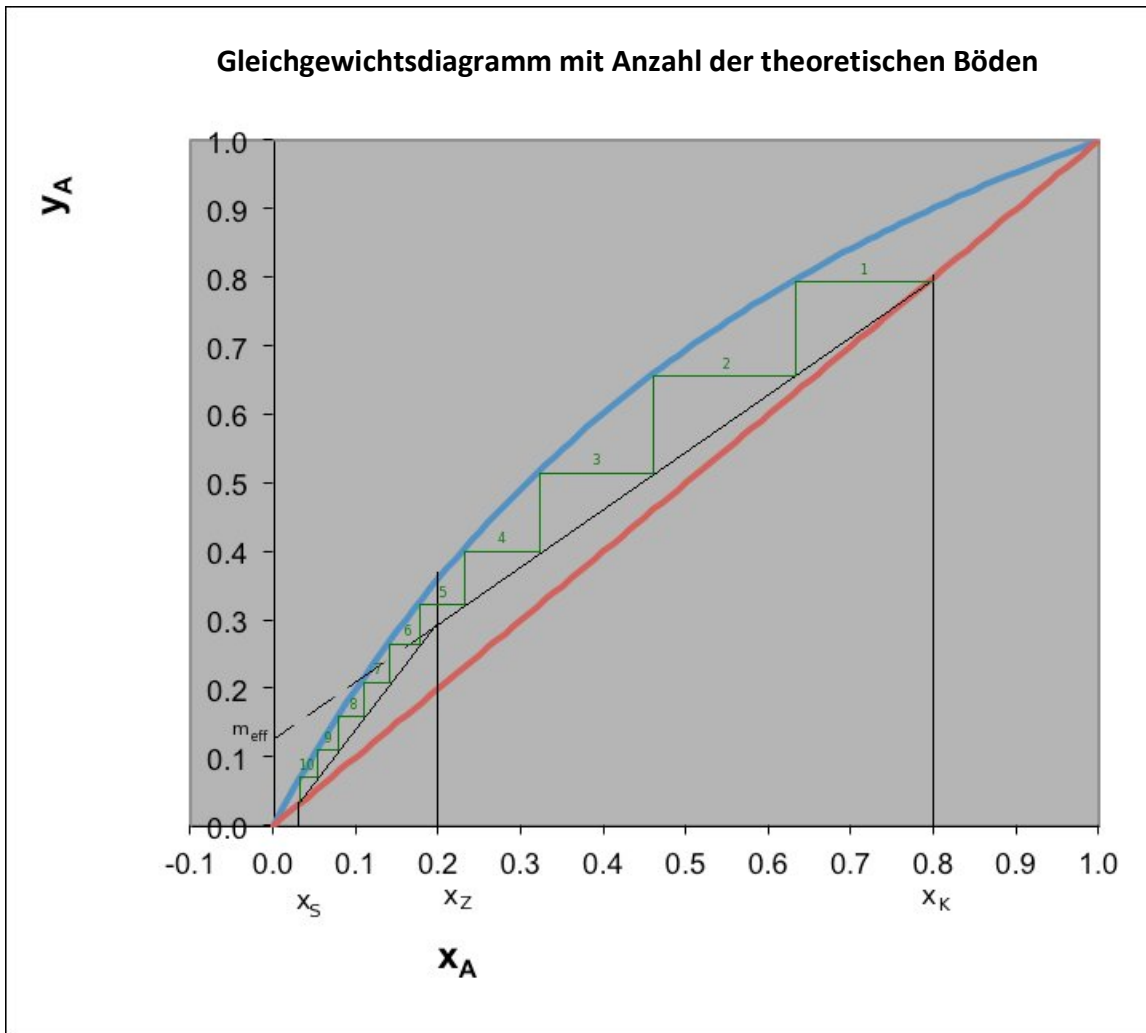


Abbildung 23 – Graphische Darstellung der theoretischen Böden in Gleichgewichtsdiagramm

Die Rektifikationskolonne der Studie arbeitet mit insgesamt 14 realen Böden,⁵⁷ von denen vier zur Sicherheit dienen. Zwei für die untere und zwei für die obere Kolonne, wodurch ein Gesamtwert von $N_{eff} = 14$ erhalten wird. Um die Leistung der Kolonne zu errechnen, wird die Anzahl der theoretischen Böden durch die Anzahl der realen Böden geteilt:

$$\eta = \frac{N_{th}}{N_{eff}} = \frac{10}{14} = 0,714$$

Die Leistungsgrenzen liegen zwischen 0,6 und 0,8.

⁵⁷ Auskunft der Eigentümer dieser Anlage in Peru

7. Dampfmenge und Leistungen (Rektifikation)

7.1 Berechnung der Heizleistung

Die gesamte Heizleistung der Rektifikationsanlage bei einem Ausgangsvolumenstrom von $\dot{V}_K = 62,5 \frac{\text{l}}{\text{h}}$ ist bekannt und beträgt $P_{\text{Rekti}} = 130 \text{ kW}$.⁵⁸ Durch Auflösen der Leistung-Gleichung von *Punkt 5.2* wird die Dampfmenge berechnet:

$$\dot{m}_D = \frac{P_{\text{Rekti}}}{c_{pA} \cdot \Delta T \cdot r_A} = \frac{130 \text{ kW}}{4,19 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \cdot 75 \text{ K} + 2256,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 0,05 \frac{\text{kg}}{\text{s}} = 182,05 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Mit Hilfe der üblichen industriellen Anwendungen für die Dampfmenge, wird die erforderliche Heizleistung berechnet (*Siehe Punkt 5.1.3*):

$$\dot{Q}_H = \frac{\dot{m}_D \cdot h_{vB}}{3600} = \frac{182,05 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 3600}{3600} = 107,08 \text{ [kW]}$$

Der Brennstoffverbrauch wird wie im *Punkt 5.3* ausgerechnet:

$$\dot{m}_T = \frac{\dot{Q}_{KL} + \dot{Q}_{WV}}{(\sum \mu R G_i \cdot \Delta h_{RG} + a \cdot \Delta h_a) - Hu(T_0)}$$
$$\dot{m}_T = \frac{-130 \text{ kW} - 1,3 \text{ kW}}{\left(9,526 \cdot 133,331 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 0,0534 \cdot 100 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) - 16800 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 0,00845 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$
$$\dot{m}_T = 30,44 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Auch dieser Brennstoffverbrauch wird von dem angefallenen Trester nach dem Pressen problemlos gedeckt.

7.2 Kondensationswärme des Kopfprodukts (Rektifikation)

Wie beim *Punkt 5.3* wird eine vereinfachte Wärmebilanz erstellt:

$$\dot{Q}_{\text{Kon}2} = \dot{V}_w \cdot c_{pB} \cdot \Delta T \cdot \rho_B$$

Die Kondensationswärme wird wie folgt berechnet:

$$\dot{Q}_{KA2} = X_{mAK} \cdot \dot{m}_{K93} \cdot h_{vA} = 0,914 \cdot 0,015 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 846 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 11,59 \text{ kW}$$
$$\dot{Q}_{KB2} = X_{mBK} \cdot \dot{m}_{K93} \cdot h_{vB} = 0,086 \cdot 0,015 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 2256,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 2,91 \text{ kW}$$
$$\dot{Q}_{BKü2} = X_{mBK} \cdot \dot{m}_{K93} \cdot [(C_{pB100} \cdot t_{100}) - (C_{pBKü} \cdot t_{kü})]$$
$$\dot{Q}_{BKü2} = 0,086 \cdot 0,015 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot \left[\left(4,216 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \cdot 100 \right) - \left(4,1884 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \cdot 60 \right) \right]$$
$$\dot{Q}_{BKü2} = 0,22 \text{ kW}$$

⁵⁸ Auskunft der Eigentümer dieser Anlage in Peru

$$\dot{Q}_{Akü2} = X_{mAK} \cdot \dot{m}_{K93} \cdot c_{pA} \cdot (t_E - t_{kü}) = 0,914 \cdot 0,015 \frac{kg}{s} \cdot 2,43 \frac{kJ}{kgK} \cdot 18,3 K$$

$$\dot{Q}_{Akü2} = 0,61 kW$$

$$\dot{Q}_{Kon} = \dot{Q}_{KA} + \dot{Q}_{KB} + \dot{Q}_{Akü} + \dot{Q}_{Bkü} = 11,59kW + 2,91kW + 0,61kW + 0,22kW$$

$$\dot{Q}_{Kon} = 15,33 kW$$

Unter den gleichen Bedingungen wird der Volumenstrom des Kühlwassers berechnet:

$$\dot{V}_w = \frac{\dot{Q}_{Kon}}{c_{pB30} \cdot \Delta T \cdot \rho_B} = \frac{15,33 kW}{4,1785 \frac{kJ}{kgK} \cdot 10K \cdot 1000 \frac{kg}{m^3}} = 0,366 \frac{l}{s} = 1320,76 \frac{l}{h}$$

7.3 Pumpenleistungen

Die übliche Formel für die Leistung einer Pumpe lautet:

$$P_{pumpe} = \frac{\dot{V} \cdot g \cdot h \cdot \rho}{\eta_{pumpe} \cdot \eta_{motor}}$$

In diesem Fall wird keine Leistung für die Zulaufpumpe berechnet, weil sie schon in *Punkt 5.5* als Leistung für die Kopfproduktpumpe der Destillationsanlage ausgerechnet wurde.

Die Förderungshöhe der Kühlwasserpumpe beträgt 14 Meter. Die Rektifikationsanlage ist neun Meter hoch und der saugt Brunnen liegt fünf Meter tief.

<i>Pumpe</i>	$\dot{V} [l/h]$	$h [m]$	$\rho [kg/m^3]$	η_{pumpe}	η_{motor}	$P [W]$
Sumpf	57,5	2.00	≈ 1000.00	0.60	0.70	0.75
Kopf	62.5	2.00	817.20	0.60	0.70	0.66
Kühlung	1320.76	14.00	1000.00	0.70	0.70	102.58
Gesamt						103.99

Tabelle 7 – Pumpenleistungen bei der Rektifikation

8. Desinfizier-Gel Produktion (Mischung)

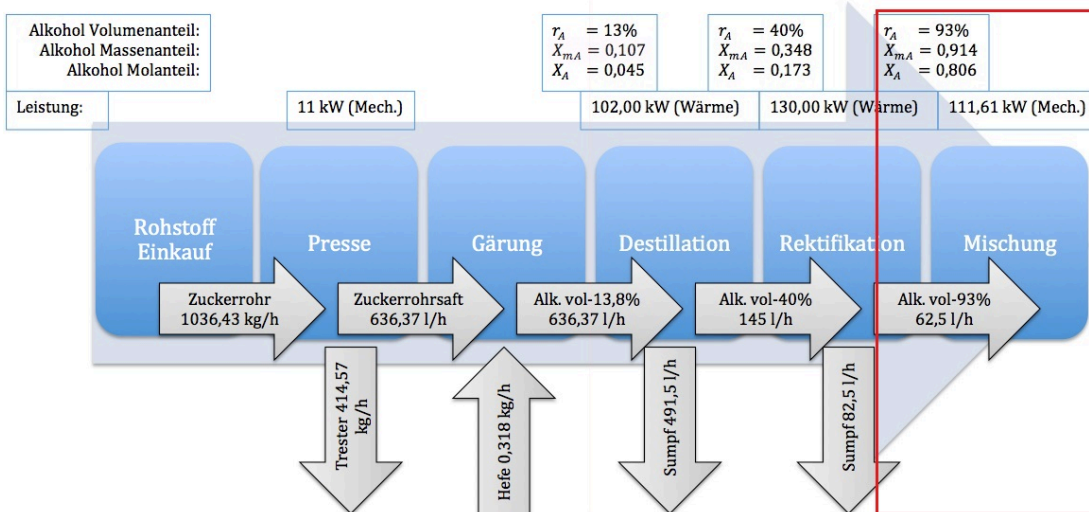


Abbildung 24 – Gesamtschema (Schritt nr.6) Mischung

Für die Produktion des Gels wird folgendes benötigt: Ein Behälter mit Rührwerk, drei zusätzliche Chemikalien (Carbomer, Glycerin, und Triethanolamin) sowie destilliertes Wasser.

Zuerst wird Carbomer durch ein Sieb geführt und läuft dann in den Behälter. Danach wird das destillierte Wasser langsam dazu geführt und gleichzeitig wird das Rührwerk in Gang gesetzt. Schließlich werden in folgender Reihenfolge die noch fehlenden Komponenten eingebracht: 93%tiger Alkohol, Glycerin und Triethanolamin. Es ergibt sich eine hohe Viskosität und es entsteht ein Gel.

8.1 Mengen der Mischung pro Charge⁵⁹

Produkt	Zustand	Menge
Carbomer	Pulver	2 kg
Destilliertes Wasser	flüssig	284 kg (284 Liter)
Alkohol vol-93%	flüssig	408,6 kg (500 Liter)
Glycerin	flüssig	20,16 kg (16 Liter)
Triethanolamin	flüssig	0,9 kg (0,8 Liter)

Tabelle 8 – Mengen der Mischung

⁵⁹ <http://fciencias.ugr.es/practicadocentes/wp-content/uploads/guiones/FabricacionAlcohol-gel.pdf>

8.2 Berechnung der Rührwerkleistung⁶⁰⁶¹

Die kinematische Viskosität des Gels sollte in der Regel einen Wert von $\nu_{gel} = 6,094 \cdot 10^{-3} \frac{m^2}{s}$ ⁶² und eine Dichte von $\rho_{gel} = 880 \frac{kg}{m^3}$ ⁵⁹ besitzen. Beide Werte können mit Hilfe von einem Viskosimeter und Refraktometer gemessen werden.

Die Multiplikation beider Werte ergibt die dynamische Viskosität η_{gel} :

$$\eta_{gel} = \nu_{gel} \cdot \rho_{gel} = 6,094 \cdot 10^{-3} \frac{m^2}{s} \cdot 880 \frac{kg}{m^3} = 5,36 \text{ Pas}$$

Als Rührwerk wurde in dieser Abhandlung ein Propellerrührer mit einem Durchmesser von $d_{rühr} = 800 \text{ mm}$ ausgewählt.

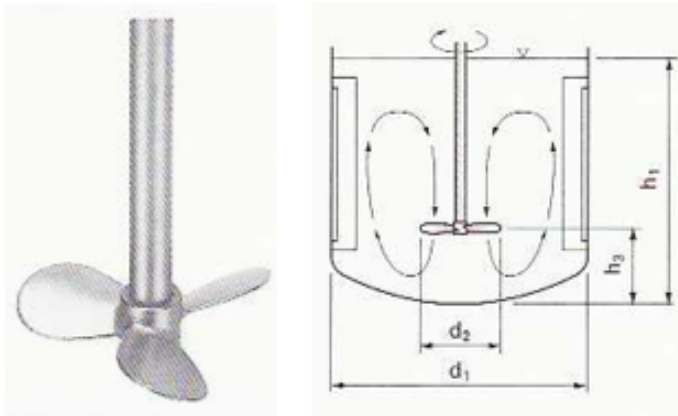


Abbildung 25 - Propellerrührer - Quelle: Sankol, Bernd – Thermische Verfahrenstechnik – Skript kap. 4-3 s.15

Die Strömungsbereiche bei sämtlichen Rührwerken sind von der Reynold-Zahl (Re) in folgender Beziehung abhängig:

$Re < (10 \dots 100)$	laminarer Bereich
$Re > (100 \dots 1000)$	Übergangsbereich
$Re > (1000 \dots 10000)$	turbulenter Bereich

Tabelle 9 – Reynold-Zahl in einem Rührwerk - Quelle: Sankol, Bernd – Thermische Verfahrenstechnik – Skript kap. 4-3 s.29

Um eine möglichst optimale Einmischung der Komponenten zu erreichen, ist eine turbulente Strömung erforderlich. Das heißt, dass die Reynold-Zahl größer als 1000 sein muss. Unter dieser Annahme und der folgenden Gleichung für die Reynold-Zahl, wird die erforderliche Drehzahl berechnet:

$$Re = \frac{(d_{rühr})^2 \cdot n \cdot \rho_{gel}}{\eta_{gel}}$$

$$n = \frac{Re \cdot \eta_{gel}}{(d_{rühr})^2 \cdot \rho_{gel}} = \frac{1000 \cdot 5,36 \text{ Pas}}{(0,8m)^2 \cdot 880 \frac{kg}{m^3}} = 9,51 \frac{1}{s} = 571,02 \frac{1}{min}$$

⁶⁰ Sankol, Bernd – Thermische Verfahrenstechnik – Skript kap. 4-3

⁶¹ http://www.herbst-mischtechnik.de/handbuch_mischtechnik_ruehrwerkstechnik/02_grundlagen_mischtechnik_ruehrtechnik.pdf

⁶² http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/marquezronald/wp-content/uploads/PROYECTO-FINAL-1_.pdf

Für die Berechnung der erforderlichen Rührleistung wird die Newton-Zahl (Ne) benötigt. Diese Zahl hat eine direkte Beziehung mit der Reynold-Zahl. Aus diesem Grund wurde ein Propellerrührer ausgewählt, da er mit einer hohen Reynold-Zahl eine relative geringe Newtonzahl erreicht. Hiermit ist der Verbrauch an Energie geringe. Das Verhältnis wird im Folgenden Ne - Re -Diagramm für unterschiedliche Rührsysteme gezeigt:

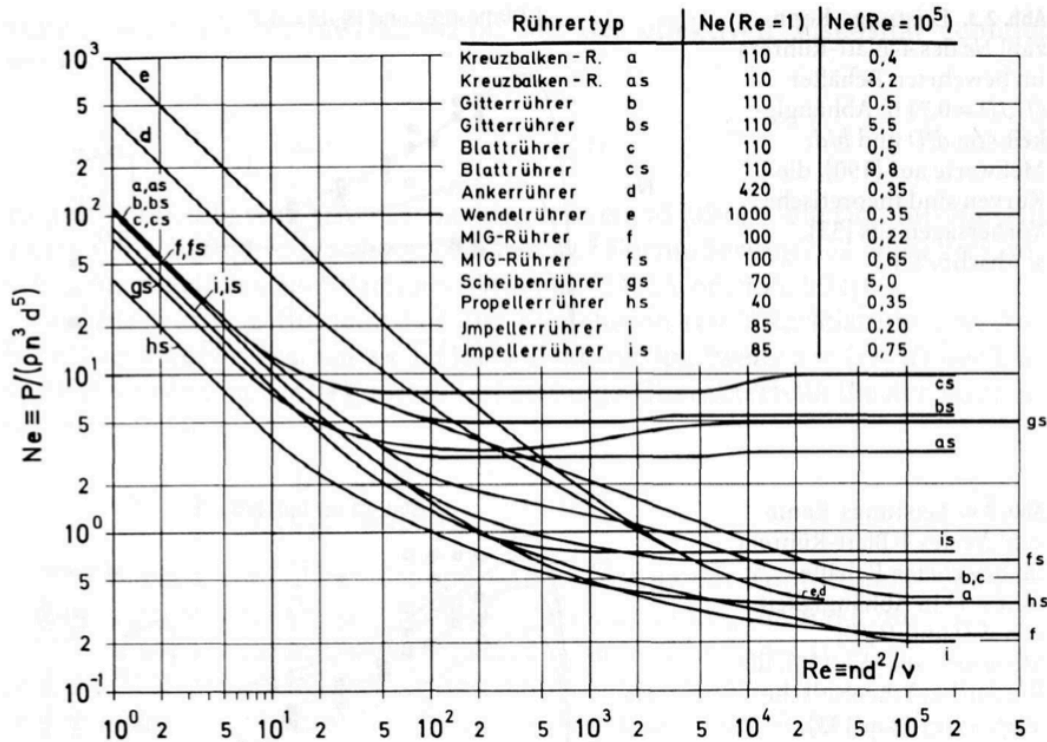


Abbildung 26 Ne - Re -Diagramm

Quelle: http://www.herbst-mischtechnik.de/handbuch_mischtechnik_ruehrwerkstechnik/02_grundlagen_mischtechnik_ruehrtechnik.pdf s.10

Bei einem Propellerrührer und einer Reynold-Zahl von 1000 entsteht eine Newton-Zahl von $Ne \approx 0,45$

Durch Anwendung der folgenden Leistungsgleichung wird die erforderliche Rührleistung berechnet:

$$P = Ne \cdot \rho_{gel} \cdot n^3 \cdot d_{rühr}^5 = 0,45 \cdot 880 \frac{kg}{m^3} \cdot \left(9,51 \frac{1}{s}\right)^3 \cdot (0,8m)^5 = 111,605 kW$$

9. Wirtschaftliche Analyse

In dieser wirtschaftlichen Analyse werden die einzelnen Schritte des gesamten Prozesses anhand einer acht-stündigen Charge analysiert. *Diese wirtschaftliche Analyse begrenzt sich an der Produktion des Desinfizier-Gels. Lieferungs-, Anschaffungs-, Wartungs-, Personalkosten usw. werden hierbei nicht berücksichtigt.*

Insgesamt werden in dieser Charge 715,66 kg Desinfizier-Gel hergestellt. Dafür benötigt man 500 Liter Alkohol mit einer Reinheit von vol-93%. Dies entspricht 465 Liter purer Alkohol mit einer Masse von 372 kg . Mit diesen Werten wird der Prozess analysiert.

9.1 Rohstoff Einkaufskosten

In folgendem Diagramm werden die Preise in Peruanischen „Nuevos Soles“ (Währung) des Zuckerrohrs pro Tonne in zwei verschiedenen Feldern in Peru genannt. Die Felder haben folgende Namen: Virú und Chicama.

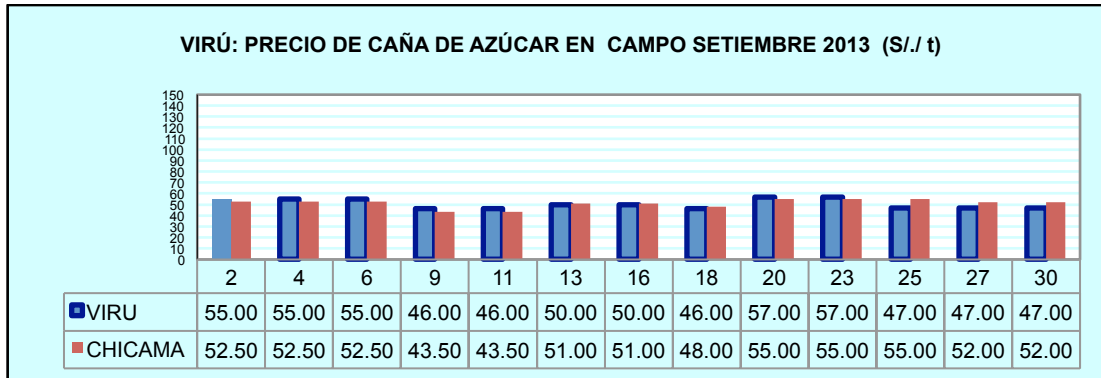


Abbildung 27 Preise des Zuckerrohrs in Peru

Quelle : <http://www.minag.gob.pe/portal/sector-agrario/agricola/cultivos-de-importancia-nacional/az%C3%BAcar/>

Man erkennt, dass die Preise um die 50 „Nuevos Soles“ schwanken. Der aktuelle Wechselkurs beträgt: 100 „Nuevos Soles“ = 25,78 Euro.

Um ein kontinuierlichen Betrieb hinzubekommen, muss der Zulauf bei der Gärung genau so groß wie der Zulauf der Destillationsblase sein $\dot{V}_Z = 636,37 \frac{l}{h}$. Dies entspricht einen Massenstrom von $\dot{m}_Z = 621,86 \frac{kg}{h}$. Der Zuckerrohrsaft beträgt ungefähr 60% der Masse des Rohzuckers. Die Erforderliche Menge des Rohstoffes lautet wie folgt:

$$\text{Erforderliche Menge} = \frac{621,86 \frac{kg}{h}}{60} \cdot 100 = 1036,43 \frac{kg}{h}$$

Bei eine acht-stündigen Schicht werden $8291,47 \approx 8,3 t$ verbraucht.

Die erforderliche Menge wird mit dem Preis pro Tonne multipliziert:

$$\text{Preis des Rohstoffes} = 8,3 t \cdot 12,89 \frac{\text{Euro}}{t} = 106,99 \text{ Euro}$$

9.2 Stromkosten der Presse

Ein kleiner Rum-Hersteller in Peru hat folgende Erfahrung auf Nachfrage abgegeben: Für das Pressen von $1300 \frac{kg}{h}$ Zuckerrohrsaft werden 11 kW verbraucht. Mit dieser Annahme wird Näherung Gleichung des Stromverbrauch erstellt⁶³:

$$\text{Arbeitszeit der Presse} = \frac{8300 \text{ kg}}{1300 \text{ kg/h}} = 6,38 \text{ h}$$

$$\text{Stromverbrauch} = 6,38 \text{ h} \cdot 11 \text{ kW} = 70,23 \text{ kWh}$$

Der aktuelle Preis pro kWh in Peru beträgt 0,23 „Nuevos Soles“, dies entspricht 0,06 Euro.

$$\text{Stromverbrauchskosten beim Pressen: } 70,23 \text{ kWh} \cdot 0,06 \frac{\text{Euro}}{\text{kWh}} = 4,21 \text{ Euro}$$

9.3 Gärungskosten

Die Praxis zeigt, dass für die Gärung von zwei Liter Zuckerrohrsaft ein Gramm Hefe benötigt wird.⁶⁴ Nach einer weiteren Recherche in Peru wurde festgestellt, dass die Preise für Hefe von 10 bis 50 „Nuevos Soles“ pro kg schwanken. Ein Mittelwert von 30 „Nuevos Soles“ (7,75 Euro) wurde ausgewählt.

Der Zulaufstrom der Destillation beträgt $\dot{V}_Z = 636,369 \frac{l}{h}$. Für eine acht-stündige Charge müssen also 5090,95 Liter in dem Gärungstank zur Verfügung stehen. Dies entspricht 2,545 kg Hefe.

$$\text{Preis der Hefe} = 2,545 \text{ kg} \cdot 7,75 \frac{\text{Euro}}{\text{kg}} = 19,73 \text{ Euro}$$

9.4 Destillationskosten

Die gesamte Leistung der Pumpen bei der Destillation beträgt 0,254 kW, d.h.:

$$\text{Pumpenverbrauch} = 0,254 \text{ kW} \cdot 8 \text{ h} = 2,032 \text{ kWh} \cdot 0,06 \frac{\text{Euro}}{\text{kWh}} = 0,122 \text{ Euro}$$

Der Verbrauch des Kessels wird mit dem Trester des Zuckerrohrs bedeckt:

$$\text{Kesselverbrauch} = 23,89 \frac{\text{kg Trester}}{\text{h}} \cdot 8 \text{ h} = 191,12 \text{ kg Trester}$$

9.5 Rektifikationskosten

In diesem Schritt hat sich eine Pumpenleistung von 0,104 kW ergeben. Dies entspricht:

$$\text{Pumpenverbrauch} = 0,104 \text{ kW} \cdot 8 \text{ h} = 0,832 \text{ kWh} \cdot 0,06 \frac{\text{Euro}}{\text{kWh}} = 0,05 \text{ Euro}$$

Wie bei der Destillation wird der Kesselverbrauch vom Trester bedeckt:

⁶³ Auskunft der Firma Agroindustrial Don Eduardo S.A.C. - Peru

⁶⁴ Auskunft der Firma Barbarian S.A.C. - Peru

$$\text{Kesselverbrauch} = 30,44 \frac{\text{kg Trester}}{\text{h}} \cdot 8 \text{ h} = 243,52 \text{ kg Trester}$$

9.5 Sonstige Kosten

Ein Angebot über Chemikalien zur Herstellung des Desinfizier-Gels wurde von der Firma Insuquimica S.A.C. in Lima erstellt:

PRODUCTO	PRESENTACION	UNITARIO	CANTIDAD (KG)	VALOR VTA.
CARBOPOL 940 USP	CAJA X 25 KG	75.00	25.00	1,875.00
			TOTAL	S/. 1,875.00

PRODUCTO	PRESENTACION	UNITARIO	CANTIDAD (KG)	VALOR VTA.
GLICERINA VEGETAL USP	BIDÓN X 25 KG	7.00	160.00	1120.00
TRJETANOLAMINA PURA USP	BIDÓN X 4 KG	15.50	8.00	124.00
			TOTAL S/.	S/. 1,244.00

Tabelle 10 - Preise der Chemikalien in Peru - Quelle: Auskunft der Firma Insuquimica S.A.C. Lima-Peru

In diesem Angebot stehen jeweils die Preise pro kg der Produkte. Die entsprechenden Preisen in Euro für eine Charge lauten wie folgt:

$$\text{Carbopol 940 (Carbomer)} \dots\dots\dots 6,46 \frac{\text{Euro}}{\text{kg}} \cdot 2 \text{ kg} = 12,92 \text{ Euro}$$

$$\text{Glycerin} \dots\dots\dots 1,81 \frac{\text{Euro}}{\text{kg}} \cdot 16 \text{ l} \cdot 1,26 \frac{\text{kg}}{\text{l}} = 36,49 \text{ Euro}$$

$$\text{Triethanolamin} \dots\dots\dots 4,00 \frac{\text{Euro}}{\text{kg}} \cdot 0,8 \text{ l} \cdot 1,13 \frac{\text{kg}}{\text{l}} = 6,62 \text{ Euro}$$

Die fehlenden 284 Liter Destilliertes Wasser für die Produktion werden von dem Sumpfprodukt der Destillation und Rektifikation abgenommen.

Die Leistung des Rührwerks beträgt 111,61 kW. Für eine ausreichende Homogenisierung wird die Mischung für eine Stunde umgerührt.

$$\text{Stromverbrauch} = 111,61 \text{ kW} \cdot 1 \text{ h} = 111,61 \text{ kWh} \cdot 0,06 \frac{\text{Euro}}{\text{kWh}} = 6,70 \text{ Euro}$$

9.6 Endpreis-Analyse

Produkt	Menge/ Verbrauch	Kosten in Euro	Kosten in „Nuevos Soles“
Rohstoff	8300 kg	106.99	414.05
Presse	70.23 kWh	4.21	16.29
Hefe	2.032 kg	19.73	76.36
Destillation	2.952 kWh	0.12	0.47
Rektifikation	0.832 kWh	0.05	0.19
Carbomer	2 kg	12.92	50.00
Glycerin	20.16 kg	36.49	141.22
Triethanolamin	0.90 kg	6.62	25.62
Rührwerk	111.61 kWh	6.70	25.93
Gesamtkosten		193.83	750.13
Chargenmenge	715,66 kg		
Kosten pro kg		0.27	1.05

Tabelle 11 Kostenanalyse mit Selbstproduktion

In *Punkt 2.4* dieser Arbeit wurde die Einkaufsmöglichkeit von destilliertem Alkohol als Rohstoff erwähnt. In dem Fall wurde die Kostenanalyse so aussehen:

Produkt	Menge/Verbrauch	Kosten in Euro	Kosten in „Nuevos Soles“
Alkohol vol-40%	1162.5 Liter	599,39	2325
Rektifikation	0.832 kWh	0.05	0.19
Carbomer	2 kg	12.92	50.00
Glycerin	20.16 kg	36.49	141.22
Triethanolamin	0.90 kg	6.62	25.62
Rührwerk	111.61 kWh	6.70	25.93
Gesamtkosten		662.17	2567.96
Chargenmenge	715,66 kg		
Kosten pro kg		0.93	3.59

Tabelle 12 Kostenanalyse mit Einkauf des 40%tigen Alkohol

Es steht fest, dass die eigene Produktion des Alkohols billiger ist. Da in dieser wirtschaftliche Untersuchung die Anschaffungskosten der Destillationsanlage, Lieferungs- und Personalkosten nicht berücksichtigt werden, kann man nicht wirklich feststellen ob sich diese Möglichkeit lohnt.

10. Praktische Produktion des Desinfizier-Gels

10.1 Räumlichkeiten

Um ein Produkt herzustellen ist es generell nötig, eine entsprechende Produktionsstätte vorzuhalten. Ein Wasser und Stromanschluss muss vorhanden sein. Im Falle des Desinfizier-Gels wird ein abschließbares Grundstück mit einer durchgehenden Betonschicht (6 cm) von ca. 100 m² mit folgenden Räumlichkeiten benötigt.

10.1.1 Werkhalle

Zum Anfang der Produktionsaufnahme reicht als Werkhalle eine überdachte Fläche von ca. 70 m². Das Dach benötigt eine Höhe von vier Metern; allerdings im Bereich der Rektifikationsanlage ist eine Höhe von zehn Metern erforderlich. An das Dach sind keine speziellen Anforderungen gestellt. Es soll nur Regen und Sonne abhalten.

10.1.2 Lagerraum

Es ist sinnvoll, den Lagerraum dicht bei der Produktionsfläche einzurichten. Für die Lagerung des Zuckerrohrs und Tresters reicht eine einfache Überdachung. Allerdings müssen die Chemikalien und die Hefe in einem geschlossenen und abschließbaren Behältnis gelagert werden.

10.1.3 Labor

Es ist angebracht, das Labor mit einer Grundfläche von ca. 6 m² in einem geschlossenen Raum unterzubringen, der aus hygienischen Gründen gefliest werden müsste. Darüberhinaus ist ein Wasseranschluss mit Becken notwendig. Auf einer Arbeitsplatte werden Chargenproben analysiert, ausgewertet und dokumentiert. Neue Mischungsverhältnisse werden entwickelt.

10.1.4 Büro

Das Büro benötigt nur geringen Platzbedarf und kann am Rande der Werkhalle untergebracht sein. Es wird für die Dokumentierung der anlaufenden Charge gebraucht. Von dort aus wird die Produktion angeworfen und das Personal eingeteilt sowie kontrolliert. Der Empfang von Kunden, Lieferanten und sonstigen Personen wird vom Büro aus betreut.

10.1.5 Sozialraum

Auch dieser Raum kann aus platzsparenden Gründen am Rande der Werkhalle untergebracht werden. Er dient vorwiegend für das Personal als Pausen- und Entspannungsraum. Auch der Sanitärbereich ist dort angesiedelt.

10.1.6 Stellplätze

Die Stellplätze sind insbesondere für den Lieferantenverkehr vorgesehen. Auch Besucher und Mitarbeiter können ihre Transportmittel abstellen. Unter Umständen kann man Teile des Stellplatzes auch als Abstellplatz, z.B. für das Trester und vorübergehend nicht benötigte Geräte, benutzt werden.

10.2 Mitarbeiter

Als Grundausrüstung sind fünf Personen beschäftigt.

Es handelt sich um eine Fachkraft, der auch die Geschäftsleitung obliegt, und die mit den gesamten Arbeitsabläufen vertraut ist. Personalbetreuung und -führung gehören zu den Aufgaben. Darüberhinaus wird diese Person auch als Ansprechpartner für Besucher und Lieferanten tätig werden.

Eine zweite Fachkraft wird für die Besetzung des Labors benötigt. Diese Person ergänzt die vorgenannte Fachkraft bei der Kontrolle der Arbeitsabläufe. Weitere Aufgaben sind die Weiterentwicklung des Produktes sowie die Beratung der Zielgruppe.

Eine weitere und sehr wichtige Fachkraft ist im Außendienst für Werbung und Verkauf des Endproduktes zuständig. Diese Kraft knüpft Kontakte mit folgenden Zielgruppen: Arztpraxen, Krankenhäusern, Altersheimen, Kindergärten, Schulen usw. Über diese Besuche werden Berichte angefertigt, die gemeinsam mit der Geschäftsleitung analysiert werden.

Schließlich werden zwei Mitarbeiter benötigt, die sich überwiegend direkt am Produktionsprozess eingebunden sind. Sie bedienen die Geräte und führen die notwendigen Komponenten bei der Mischung zu. Weiterhin überwachen sie den Arbeitsprozess. Um diese Arbeiten zu verrichten, benötigen diese Mitarbeiter lediglich eine kürzere Einweisung und Einarbeitung. Es sind keine speziellen Vorkenntnisse nötig.

10.2.1 Mitarbeiterschema

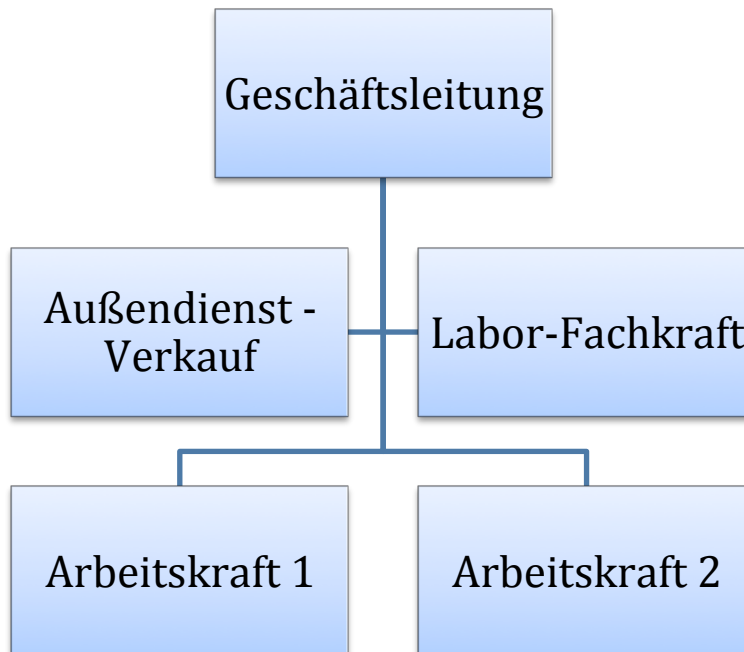


Abbildung 28 Arbeiterschema

10.3 Vermarktung

Um das Produkt der Zielgruppe bekannt zu machen, sollte eine kurze Werbungsbrochure entwickelt werden, die die wichtigsten Produkteigenschaften sowie die Anwendungsmöglichkeiten darstellt. Weiterhin sollten die Herstellerdaten, Lieferbedingungen, Darreichungsformen und die verschiedenen Abfüllungsformen aufgeführt sein. Die genannte Brochure wird an alle möglichen Zielgruppen weitergeleitet eventuell mit Einfügung einer Probe. Bei Bedarf steht auch eine ausführlichere Ausarbeitung zur Verfügung.

10.4 Erfolgsanalyse

Bei der Herstellung und Vermarktung eines Produktes ist das Ziel, einen Gewinn zu erreichen. Wie in *Punkt 9.6* bei einer acht stündigen Charge zum Ausdruck gebracht wurde, ist die Produktion in Peru außerordentlich preisgünstig. Zu der Preisgestaltung gehören aber auch die Personal-, Raum-, Vertriebs- und Verpackungskosten. Außerdem fallen auch Kosten für Versicherung, Wartung, Reinigung und Steuern an. Aus diesen Gründen erhöht sich der Preis erheblich. Nach den Recherchen im Lande wird für 1 *Liter* Desinfizier-Gel ca. 7,20 *Euro* erwirtschaftet. Die im dieser Arbeit vorgerechneten Produktionskosten für 1 *Liter* Desinfizier-Gel ergeben 0,27 *Euro*. Diese Aussage zeigt einen enormen Gewinn ohne Berücksichtigung der vorstehend genannten Kosten. Da Peru ein Entwicklungsland ist fallen geringere Personal- und Vertriebskosten an. Es wird viel weniger reglementiert, und die gesetzlichen Bestimmungen sind nicht so streng wie in Europa.

11. Persönliches Fazit

Mit meiner Arbeit möchte ich herausstellen, dass ich meinem Heimatland Peru mit den in der Hochschule für Angewandte Wissenschaften Hamburg gewonnenen Erfahrungen helfen will. Hierzu führe ich folgende Aspekte an:

- Verbesserung der hygienischen Bedingungen in den genannten Zielgruppen
- Ärmere Bevölkerungsschichten über hygienische Verhaltensformen aufklären
- Schaffung von Arbeitsplätzen außerhalb des Ballungsraums
- Natürliche Ressourcen aus dem Landesinneren verwenden
- Eigene Kenntnisse in Heimatland weiter entwickeln

Aus technischer Sicht verfügt die Anlagen eine ausreichende Leistung für die Produktion des Desinfizier-Gels. Der Betriebsablauf hängt von der Nachfrage ab. Je größer die Nachfrage ist desto größer wird die Produktion. Bei einer hohen Produktionsmenge lohnt sich ein kontinuierlicher Betrieb. Dabei erhöht sich die Leistung der Anlage. Da die Luftfeuchtigkeit in Peru sehr hoch liegt, ist es bei der Neuanschaffung der Apparate darauf zu achten, dass es sich um Produkte von hochwertiger und langlebiger Qualität handelt.

Aus wirtschaftlicher Sicht ist eine angemessene Gewinnerzielung wichtig. Diese Erwartung müsste mir im Hinblick auf die Preisgestaltung (*siehe Punkt 10.4*) gelingen. Eine andere Einkommensmöglichkeit sind die im Prozess entstehenden Nebenprodukte. Bei nicht kontinuierlichem Betrieb kann die Überproduktion des 40%igen Alkohols als Schnaps verkauft werden. Auch die Reste des 93%igen Alkohols werden als industrieller Alkohol weiter verkauft. Bei der Gärung entsteht CO₂. Nach Abspeicherung kann dieses Nebenprodukt an die Bier- und Brauseindustrie verkauft werden. Ganz wichtig sind die Reste des Tresters die auch als Komposts oder Rindfutter vertrieben werden können. Bemerkenswert ist bei dieser Anlage die Fähigkeit einer partiellen Selbstantreibung, da der Kesselverbrauch durch Verbrennung des Tresters gedeckt wird.

Mein Ziel ist es, mich um die Belange der Produktionsstätte zu kümmern. Desweiteren ist es wichtig durch intensivere Vermarktung des Desinfizier-Gels die Basis Hygiene in den armen Gebieten von Peru zu verbreiten und dadurch zu verbessern.

12. Literaturverzeichnis

12.1 Textquellen

1. Rotter M. (1999). "Hand washing and hand disinfection". Hospital epidemiology and infection control 87.
2. Diakonisches Werk der EKD e.V. für die Aktion "Brot für die Welt"
3. <http://www.intervida.org/es/publicaciones/noticias-intervida/higiene-en-peru-para-prevenir-enfermedades>
4. Palacio Llamas, Hernán (1956) - Fabricación de Alcohol (*Alkohol Produktion*) - Salvat Editores s.123
5. <http://www.mag.go.cr/bibliotecavirtual/tec-cana.pdf>
6. <http://www.minag.gob.pe/portal/sector-agrario/agricola/cultivos-de-importancia-nacional/azúcar/generalidades-del-producto24>
7. <http://www.bioenergeticos.gob.mx/index.php/bioetanol/prouccion-a-partir-de-cana-de-azucar.html>
8. <http://www.monografias.com/trabajos65/sistemas-cosecha-azucar/sistemas-cosecha-azucar2.shtml#xdesvent>
9. <http://www.aulafacil.com/Vino/Lecc-8.htm>
10. <http://www.schnapsbrennen.at/zuckerAlkohol.php>
11. <http://www.spektrum.de/lexikon/biologie/alkoholische-gaerung/2124>
12. <http://www.utu.edu.uy/Escuelas/departamentos/canelones/vitivinicultura/Laboratorio/Modulo%20propedeutico%20Teorico/Azucar%20en%20mosto%20y%20alcohol%20en%20potencia.pdf>
13. <http://www.redalyc.org/pdf/2231/223120661006.pdf>
14. <ftp://ftp.fao.org/docrep/fao/010/a1525s/a1525s05.pdf>
15. <http://www.monografias.com/trabajos52/demanda-yuca/demanda-yuca2.shtml>
16. <http://www.lamolina.edu.pe/investigacion/programa/yuca/>
17. <http://www.fao.org/ag/esp/revista/0610sp1.htm>
18. Velásquez Lara, José (1975) – Determinación de porcentajes de almidón y proteínas en las raíces de 8 variedades de yuca (*Bestimmung der Prozentuelle Pflanzenstärke und die Proteinen bei der Wurzeln von 8 Maniok Sorten*)
19. <http://extracciondealmidon.blogspot.de/2011/09/extraccion-de-almidon-de-yuca.html>
20. <http://www.unicauca.edu.co/biotecnologia/ediciones/vol3/Art38.pdf>
21. Palacio Llamas, Hernán (1956) - Fabricación de Alcohol (*Alkohol Produktion*) - Salvat Editores s.327

22. Palacio Llamas, Hernán (1956) - Fabricación de Alcohol (*Alkohol Produktion*) - Salvat Editores s.329

- 23. Sankol, Bernd – Thermische Verfahrenstechnik Skript 3-5 - Bestimmung der Hauptabmessungen einer Destillationsblase

- 24. Baehr, Hans Dieter – Kabelak, Stephan (2009) 14. Auflage - Thermodynamik – Springer s.235

25. Mersmann, Alfons – Thermische Verfahrenstechnik s.10

26. Auskunft der Firma “Agroindustrial Don Eduardo” – Juanjui – Peru

27. Sattler, Klaus – Thermische Trennverfahren (2001))-Grundlagen,Auslegung, Apparate

28. http://www.wissenschaft-technik-ethik.de/wasser_dichte.html

29.http://rodas.us.es/file/29f9c886-0070-0f5e-e63b-e19b9a79b37b/2/practica_4_SCORM.zip/page_04.htm

30. Cerbe, Günter – Wilhelms, Gernot (2005) 14. Auflage – Technische Thermodynamik – theoretische Grundlagen und praktische Anwendungen – Hanser s.218

31. http://de.wikibooks.org/wiki/Tabellensammlung_Chemie/_spezifische_WaermeKapazitaeten

32. http://de.wikibooks.org/wiki/Tabellensammlung_Chemie/_Enthalpie_und_Bindungsenergie

33. http://flowservice.de/flowlex/10_technik/01_stoffwerte/04_wasserdampf/sattdampf.htm

34. http://www.schweizer-fn.de/stoff/wleit_metall/wleit_metall.php

35.https://elearning.physik.uni-frankfurt.de/data/FB13-PhysikOnline/lm_data/lm_324/daten/pdf_tabs/t.pdf#CHWuek s.41

36. VDI-Wärmeatlas (2006) –10.Auflage – Springer s.533

37. <http://www.prandtl-zahl.de>

38. <http://www.rayleigh-zahl.de>

39. <http://www.grashof-zahl.de>

40. VDI-Wärmeatlas (2006) -10.Auflage – Springer s.500

41.http://www.spiraxsarco.com/de/pdfs/grundlagen/Grundlagen_Dampf_Kapitel-06_Leseprobe.pdf

42. Schmidt, Achim – Technische Thermodynamik 2 - Skript kap.5

43. Recknagel, Sprenger, Schramek - Taschenbuch für Heizung + Klimatechnik 07/08 s.96

44. <http://www.tipp-international.de/uploads/media/Rektifikation.pdf> - s.7

45. <http://www2.htw-dresden.de/~heller/praktikumsanleitungen/dateien/Kreiselpumpen.pdf>

46. idealo.de
47. <http://de.grundfos.com/products/find-product.html>
48. Kirschbaum, Emil - Destillier- und Rektifiziertechnik – kap III
49. Sankol, Bernd – Thermische Verfahrenstechnik Skript 3-6
50. <http://www.hs-augsburg.de/~reppich/LAB/Dateien/Rektifikationsanlage.pdf>
51. <http://www.chemie.de/lexikon/Antoine-Gleichung.html>
52. <http://www.hs-augsburg.de/~reppich/LAB/Dateien/Rektifikationsanlage.pdf>
53. http://www.chem.mtu.edu/~tbco/cm2110/cm2110_txy_tutorial.html
54. http://www.chemgeo.uni-jena.de/chegemedia/Institute/ITUC/Praktikum+Versuche+/2_8Rektifikation.pdf
55. Sankol, Bernd – Thermische Verfahrenstechnik – Skript kap. 3-6
56. Sankol, Bernd – Thermische Verfahrenstechnik – Skript kap. 3-7
57. Auskunft der Eigentümer dieser Anlage in Peru
58. Auskunft der Eigentümer dieser Anlage in Peru
59. <http://fciencias.ugr.es/practicadocentes/wp-content/uploads/guiones/FabricacionAlcohol-gel.pdf>
60. Sankol, Bernd – Thermische Verfahrenstechnik – Skript kap. 4-3
61. http://www.herbst-mischtechnik.de/handbuch_mischtechnik_ruehrwerkstechnik/02_grundlagen_mischtechnik_ruehrtechnik.pdf
62. http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/marquezronald/wp-content/uploads/PROYECTO-FINAL-1_.pdf
63. Auskunft der Firma Agroindustrial Don Eduardo S.A.C. – Peru
64. Auskunft der Firma Barbarian S.A.C. - Peru

12.2 Abbildungen

Abbildung 1 – Gesamtschema	6
Abbildung 3 - Gesamtschema (erste drei Schritte).....	9
Abbildung 6 - Gesamtschema (Schritt nr.4 Destillation).....	16
Abbildung 8 - Destillationsschema	18
Abbildung 12 – Wasserdampf verlauf in der Destillationsblase.....	28
Abbildung 13 - Wasserdampf Kreislauf.....	34
Abbildung 14 - Verbrennungsschema	36
Abbildung 15 – Gesamtschema (Schritt nr. 5) Rektifikation	40
Abbildung 16 - Rektifikationskolonne.....	41

Abbildung 17 – Gleichgewichtsdiagramm Ethanol - Wasser.....	46
Abbildung 24 – Gesamtschema (Schritt nr.6) Mischung.....	56
Abbildung 25 - Propellerrührer	57
Abbildung 26 Ne-Re-Diagramm	58
Abbildung 27 Preise des Zuckerrohrs in Peru	59
Abbildung 28 Arbeiterschema	64

12.3 Tabellen

Tabelle 1 – Effizienz der Destillationstemperaturen	26
Tabelle 2 – Pumpenleistungen bei der Destillation.....	39
Tabelle 3 – Mol- und Volumenanteile bei der Rektifikation	41
Tabelle 4 – Antoine Konstanten von Wasser und Ethanol	42
Tabelle 5 – Relative Flüchtigkeit der Mischung.....	45
Tabelle 6 – Eigenschaften der q-linie.....	49
Tabelle 7 – Pumpenleistungen bei der Rektifikation	55
Tabelle 8 – Mengen der Mischung.....	56
Tabelle 9 – Reynold-Zahl in einem Rührwerk.....	57
Tabelle 10 - Preise der Chemikalien in Peru.....	61
Tabelle 11 Kostenanalyse mit Selbstproduktion.....	62
Tabelle 12 Kostenanalyse mit Einkauf des 40%tigen Alkohol	62

13. Anhang:

Tabelle A.1 – Beziehung der Vol- Masse- und Molanteile

rA	rB	XmA	XmB	XA	XB
0.01	0.99	0.008	0.992	0.003	0.997
0.02	0.98	0.016	0.984	0.006	0.994
0.03	0.97	0.024	0.976	0.010	0.990
0.04	0.96	0.032	0.968	0.013	0.987
0.05	0.95	0.040	0.960	0.016	0.984
0.06	0.94	0.049	0.951	0.020	0.980
0.07	0.93	0.057	0.943	0.023	0.977
0.08	0.92	0.065	0.935	0.026	0.974
0.09	0.91	0.073	0.927	0.030	0.970
0.1	0.9	0.082	0.918	0.034	0.966
0.11	0.89	0.090	0.910	0.037	0.963
0.12	0.88	0.098	0.902	0.041	0.959
0.13	0.87	0.107	0.893	0.045	0.955
0.14	0.86	0.115	0.885	0.048	0.952
0.15	0.85	0.124	0.876	0.052	0.948
0.16	0.84	0.132	0.868	0.056	0.944
0.17	0.83	0.141	0.859	0.060	0.940
0.18	0.82	0.149	0.851	0.064	0.936
0.19	0.81	0.158	0.842	0.068	0.932
0.2	0.8	0.167	0.833	0.073	0.927
0.21	0.79	0.175	0.825	0.077	0.923
0.22	0.78	0.184	0.816	0.081	0.919
0.23	0.77	0.193	0.807	0.085	0.915
0.24	0.76	0.202	0.798	0.090	0.910
0.25	0.75	0.211	0.789	0.094	0.906
0.26	0.74	0.219	0.781	0.099	0.901
0.27	0.73	0.228	0.772	0.104	0.896
0.28	0.72	0.237	0.763	0.108	0.892
0.29	0.71	0.246	0.754	0.113	0.887
0.3	0.7	0.255	0.745	0.118	0.882
0.31	0.69	0.264	0.736	0.123	0.877
0.32	0.68	0.274	0.726	0.128	0.872
0.33	0.67	0.283	0.717	0.134	0.866
0.34	0.66	0.292	0.708	0.139	0.861
0.35	0.65	0.301	0.699	0.144	0.856
0.36	0.64	0.310	0.690	0.150	0.850
0.37	0.63	0.320	0.680	0.155	0.845
0.38	0.62	0.329	0.671	0.161	0.839
0.39	0.61	0.338	0.662	0.167	0.833
0.4	0.6	0.348	0.652	0.173	0.827
0.41	0.59	0.357	0.643	0.179	0.821
0.42	0.58	0.367	0.633	0.185	0.815

0.43	0.57	0.376	0.624	0.191	0.809
0.44	0.56	0.386	0.614	0.197	0.803
0.45	0.55	0.396	0.604	0.204	0.796
0.46	0.54	0.405	0.595	0.210	0.790
0.47	0.53	0.415	0.585	0.217	0.783
0.48	0.52	0.425	0.575	0.224	0.776
0.49	0.51	0.435	0.565	0.231	0.769
0.5	0.5	0.444	0.556	0.238	0.762
0.51	0.49	0.454	0.546	0.246	0.754
0.52	0.48	0.464	0.536	0.253	0.747
0.53	0.47	0.474	0.526	0.261	0.739
0.54	0.46	0.484	0.516	0.269	0.731
0.55	0.45	0.494	0.506	0.277	0.723
0.56	0.44	0.505	0.495	0.285	0.715
0.57	0.43	0.515	0.485	0.293	0.707
0.58	0.42	0.525	0.475	0.302	0.698
0.59	0.41	0.535	0.465	0.310	0.690
0.6	0.4	0.545	0.455	0.319	0.681
0.61	0.39	0.556	0.444	0.329	0.671
0.62	0.38	0.566	0.434	0.338	0.662
0.63	0.37	0.577	0.423	0.348	0.652
0.64	0.36	0.587	0.413	0.357	0.643
0.65	0.35	0.598	0.402	0.367	0.633
0.66	0.34	0.608	0.392	0.378	0.622
0.67	0.33	0.619	0.381	0.388	0.612
0.68	0.32	0.630	0.370	0.399	0.601
0.69	0.31	0.640	0.360	0.410	0.590
0.7	0.3	0.651	0.349	0.422	0.578
0.71	0.29	0.662	0.338	0.434	0.566
0.72	0.28	0.673	0.327	0.446	0.554
0.73	0.27	0.684	0.316	0.458	0.542
0.74	0.26	0.695	0.305	0.471	0.529
0.75	0.25	0.706	0.294	0.484	0.516
0.76	0.24	0.717	0.283	0.498	0.502
0.77	0.23	0.728	0.272	0.512	0.488
0.78	0.22	0.739	0.261	0.526	0.474
0.79	0.21	0.751	0.249	0.541	0.459
0.8	0.2	0.762	0.238	0.556	0.444
0.81	0.19	0.773	0.227	0.571	0.429
0.82	0.18	0.785	0.215	0.588	0.412
0.83	0.17	0.796	0.204	0.604	0.396
0.84	0.16	0.808	0.192	0.622	0.378
0.85	0.15	0.819	0.181	0.639	0.361
0.86	0.14	0.831	0.169	0.658	0.342
0.87	0.13	0.843	0.157	0.677	0.323
0.88	0.12	0.854	0.146	0.696	0.304

0.89	0.11	0.866	0.134	0.717	0.283
0.9	0.1	0.878	0.122	0.738	0.262
0.91	0.09	0.890	0.110	0.760	0.240
0.92	0.08	0.902	0.098	0.782	0.218
0.93	0.07	0.914	0.086	0.806	0.194
0.94	0.06	0.926	0.074	0.831	0.169
0.95	0.05	0.938	0.062	0.856	0.144
0.96	0.04	0.950	0.050	0.882	0.118
0.97	0.03	0.963	0.037	0.910	0.090
0.98	0.02	0.975	0.025	0.939	0.061
0.99	0.01	0.988	0.012	0.969	0.031

Quelle: Bachelor Arbeit - Daniel Vásquez Seoane - Selbst erstellt.

Tabelle A.2 Spezifische Wärmekapazität des Wassers bei p=konst 1,013 bar

Temp. in °C	cp in kJ/(kg K)
0	4,2177
1	4,2141
2	4,2107
3	4,2077
4	4,2048
5	4,2022
6	4,1999
7	4,1977
8	4,1957
9	4,1939
10	4,1922
11	4,1907
12	4,1893
13	4,1880
14	4,1869
15	4,1858
16	4,1849
17	4,1840
18	4,1832
19	4,1825
20	4,1819
21	4,1813
22	4,1808
23	4,1804
24	4,1800
25	4,1796
26	4,1793
27	4,1790
28	4,1788
29	4,1786
30	4,1785
31	4,1784
32	4,1783
33	4,1783
34	4,1782

Temp. in °C	cp in kJ/(kg K)
35	4,1782
36	4,1783
37	4,1783
38	4,1784
39	4,1785
40	4,1786
41	4,1787
42	4,1789
43	4,1791
44	4,1792
45	4,1795
46	4,1797
47	4,1799
48	4,1802
49	4,1804
50	4,1807
51	4,1810
52	4,1814
53	4,1817
54	4,1820
55	4,1824
56	4,1828
57	4,1832
58	4,1836
59	4,1840
60	4,1844
61	4,1849
62	4,1853
63	4,1858
64	4,1863
65	4,1868
66	4,1874
67	4,1879
68	4,1885
69	4,1890

Temp. in °C	cp in kJ/(kg K)
70	4,1896
71	4,1902
72	4,1908
73	4,1915
74	4,1921
75	4,1928
76	4,1935
77	4,1942
78	4,1949
79	4,1957
80	4,1964
81	4,1972
82	4,1980
83	4,1988
84	4,1997
85	4,2005
86	4,2014
87	4,2023
88	4,2032
89	4,2042
90	4,2051
91	4,2061
92	4,2071
93	4,2081
94	4,2092
95	4,2103
96	4,2114
97	4,2125
98	4,2136
99	4,2148
100	4,2160

Quelle: http://de.wikibooks.org/wiki/Tabellensammlung_Chemie/_spezifische_WaermeKapazitaeten

Tabelle A.3 Stoffwerte von Wasser in Sättigungszustand vom Tripelpunkt bis zum kritischen Punkt.

t Temperatur c_p spezifische isobare Wärmekapazität s spezifische Entropie
 p_s Sättigungsdruck α_v isobarer kubischer Ausdehnungskoeffizient $'$ siedende Flüssigkeit
 ρ Dichte h spezifische Enthalpie $''$ gesättigter Dampf

t °C	p_s bar	ρ' ρ'' kg m ⁻³	h' h'' kJ kg ⁻¹	s' s'' kJ kg ⁻¹ K ⁻¹	c_p' c_p'' kJ kg ⁻¹ K ⁻¹	α_v' α_v'' 10 ⁻³ K ⁻¹					
0,00 ¹⁾	0,006112	999,79	0,004851	-0,041588	2500,9	-0,000155	9,1558	4,220	1,888	-0,06807	3,681
0,01 ²⁾	0,006117	999,79	0,004854	0,000612	2500,9	0,000000	9,1555	4,220	1,888	-0,06789	3,681
5,00	0,008726	999,92	0,006802	21,019	2510,1	0,076252	9,0249	4,205	1,892	0,01599	3,618
10,00	0,012282	999,65	0,009407	42,021	2519,2	0,15109	8,8998	4,196	1,896	0,08789	3,559
15,00	0,017057	999,05	0,01284	62,984	2528,4	0,22447	8,7804	4,189	1,900	0,1507	3,501
20,00	0,023392	998,16	0,01731	83,920	2537,5	0,29650	8,6661	4,185	1,906	0,2065	3,447
25,00	0,031697	997,00	0,02307	104,84	2546,5	0,36726	8,5568	4,182	1,912	0,2568	3,395
30,00	0,042467	995,61	0,03041	125,75	2555,6	0,43679	8,4521	4,180	1,918	0,3028	3,346
35,00	0,056286	994,00	0,03967	146,64	2564,6	0,50517	8,3518	4,179	1,925	0,3453	3,298
40,00	0,073844	992,18	0,05124	167,54	2573,5	0,57243	8,2557	4,179	1,932	0,3849	3,254
45,00	0,095944	990,18	0,06556	188,44	2582,5	0,63862	8,1634	4,179	1,940	0,4222	3,211
50,00	0,12351	988,01	0,08314	209,34	2591,3	0,70379	8,0749	4,180	1,948	0,4574	3,171
55,00	0,15761	985,67	0,10455	230,24	2600,1	0,76798	7,9899	4,181	1,957	0,4910	3,133
60,00	0,19946	983,18	0,13042	251,15	2608,8	0,83122	7,9082	4,183	1,966	0,5232	3,098
65,00	0,25041	980,53	0,16145	272,08	2617,5	0,89354	7,8296	4,185	1,976	0,5542	3,064
70,00	0,31201	977,75	0,19842	293,02	2626,1	0,95499	7,7540	4,188	1,987	0,5841	3,033
75,00	0,38595	974,83	0,24218	313,97	2634,6	1,0156	7,6812	4,192	1,999	0,6133	3,005
80,00	0,47415	971,78	0,29366	334,95	2643,0	1,0754	7,6110	4,196	2,012	0,6417	2,979
85,00	0,57867	968,60	0,35387	355,95	2651,3	1,1344	7,5434	4,200	2,026	0,6696	2,955
90,00	0,70182	965,30	0,42388	376,97	2659,5	1,1927	7,4781	4,205	2,042	0,6970	2,934
95,00	0,84609	961,89	0,50489	398,02	2667,6	1,2502	7,4150	4,211	2,059	0,7241	2,916
100,00	1,0142	958,35	0,59814	419,10	2675,6	1,3070	7,3541	4,217	2,077	0,7510	2,901
110,00	1,4338	950,95	0,82686	461,36	2691,1	1,4187	7,2380	4,230	2,121	0,8044	2,880
120,00	1,9867	943,11	1,1220	503,78	2705,9	1,5278	7,1291	4,246	2,174	0,8580	2,871
130,00	2,7026	934,83	1,4968	546,39	2720,1	1,6346	7,0264	4,265	2,237	0,9124	2,876
140,00	3,6150	926,13	1,9665	589,20	2733,4	1,7393	6,9293	4,286	2,311	0,9683	2,894

Quelle: Technische Thermodynamik 2 - Skript Prof. Achim Schmidt

Tabelle A.4 Spezifische Enthalpie h von Wasser in kJ kh⁻¹ in Abhängigkeit von Druck und Temperatur.

Druck p bar	Temperatur t in °C									
	0	25	50	75	100	125	150	200	250	300
1	0,05966 ²⁾	104,93	209,41	314,02	2675,8	2726,7	2776,6	2875,5	2974,5	3074,5
5	0,46700	105,30	209,76	314,35	419,40	525,25	632,27	2855,9	2961,1	3064,6
10	0,97582	105,76	210,19	314,75	419,77	525,59	632,57	2828,3	2943,2	3051,7
20	1,9923	106,69	211,05	315,56	420,53	526,28	633,19	852,57	2903,2	3024,3
30	3,0072	107,61	211,91	316,36	421,28	526,97	633,81	852,98	2856,5	2994,3
40	4,0206	108,53	212,77	317,17	422,03	527,67	634,43	853,39	1085,7	2961,7
50	5,0325	109,46	213,63	317,98	422,78	528,36	635,06	853,80	1085,7	2925,6
60	6,0429	110,38	214,49	318,78	423,53	529,05	635,68	854,22	1085,7	2885,5
70	7,0517	111,30	215,36	319,59	424,29	529,75	636,30	854,64	1085,6	2839,8
80	8,0591	112,22	216,22	320,40	425,04	530,44	636,93	855,06	1085,7	2786,4
90	9,0649	113,14	217,07	321,20	425,79	531,14	637,56	855,49	1085,7	1344,3
100	10,069	114,06	217,93	322,01	426,55	531,83	638,18	855,92	1085,7	1343,1
150	15,069	118,64	222,23	326,04	430,32	535,32	641,34	858,12	1086,0	1338,1
200	20,034	123,21	226,51	330,07	434,10	538,82	644,52	860,39	1086,6	1334,1
250	24,964	127,76	230,78	334,10	437,88	542,34	647,73	862,73	1087,3	1331,1
300	29,860	132,29	235,05	338,13	441,67	545,87	650,96	865,14	1088,3	1328,7
350	34,724	136,81	239,31	342,16	445,47	549,42	654,22	867,61	1089,4	1326,8
400	39,556	141,30	243,56	346,18	449,27	552,97	657,49	870,12	1090,6	1325,4
450	44,357	145,78	247,80	350,20	453,07	556,53	660,78	872,69	1092,0	1324,4
500	49,129	150,25	252,03	354,22	456,87	560,11	664,10	875,31	1093,4	1323,7
600	58,586	159,14	260,47	362,25	464,49	567,28	670,77	880,67	1096,7	1323,3
700	67,935	167,96	268,88	370,28	472,12	574,49	677,50	886,19	1100,4	1323,7
800	77,180	176,73	277,26	378,28	479,75	581,72	684,29	891,85	1104,3	1324,9
900	86,329	185,44	285,60	386,28	487,39	588,98	691,13	897,63	1108,6	1326,6
1000	95,386	194,10	293,92	394,26	495,04	596,27	698,01	903,51	1113,0	1328,9

Quelle: Technische Thermodynamik 2 - Skript Prof. Achim Schmidt

Tabelle A.5 Elementarzusammensetzung des Brennstoffs

Brennstoffeigenschaften	Einheit	Brennstoff	
		Reisspelzen	Zuckerrübenschnitzel
chemische Eigenschaften			
<i>Elementaranalyse</i>			
Kohlenstoff	Ma.-% wf	42,267	44,100
Wasserstoff	Ma.-% wf	5,122	5,840
Stickstoff	Ma.-% wf	1,389	1,500
Sauerstoff	Ma.-% wf	33,222	43,137
Schwefel	Ma.-% wf	0,111	0,080
Chlor	Ma.-% wf	0,111	0,003
S/Cl-Verhältnis	mol/mol	1,106	29,486
Fluor	Ma.-% wf	-	-
<i>Summe einschl. Asche</i>	<i>Ma.-% wf</i>	<i>100,00</i>	<i>100,00</i>
<i>Kurzanalyse</i>			
Wassergehalt	Ma.-% roh	10,000	13,500
Asche	Ma.-% wf	17,778	5,340
flüchtige Bestandteile	Ma.-% wf	69,800	79,700
gebundener Kohlenstoff	Ma.-% wf	-	-
<i>Spurenanalyse</i>			
Kalium	g/kg wf	0,48	6,60
Calcium	g/kg wf	1,37	4,60
Magnesium	g/kg wf	0,28	1,80
Natrium	g/kg wf		0,24
Silizium	g/kg wf	75,00	0,15
<i>Ascheanalyse</i>			
Erweichungstemperatur	°C	> 950	1036
Halbkugeltemperatur	°C	1430	1125
Fließtemperatur	°C	1467	1170
mechanische Eigenschaften			
Schüttdichte	kg/m ³	90 - 110	ca. 300
kalorische Eigenschaften			
unterer Heizwert	MJ/kg wf	16,4	16,8
Verbrennungstemperatur (adiabat, Lambda = 1,0)	°C	1961	1905
Verbrennungstemperatur (adiabat, Lambda = 1,6)	°C	1397	1373
Mindestsauerstoffbedarf	m ³ /kg	0,76	0,74
Mindestluftbedarf	m ³ /kg	3,62	3,50
Mindestabgasvolumen	m ³ /kg	6,39	6,32

Quelle:

<http://tu->

[dresden.de/die_tu_dresden/fakultaeten/fakultaet_maschinenwesen/iet/vws/Veroeffentlichungen/Beckmann_90-07/Be-103.pdf](http://tu-dresden.de/die_tu_dresden/fakultaeten/fakultaet_maschinenwesen/iet/vws/Veroeffentlichungen/Beckmann_90-07/Be-103.pdf) s.6

Tabelle A.6 Temperatur und Luftfeuchtigkeit in Peru

(Die unten in Blau markierte Kästen zeigen die Prozentuale Luftfeuchtigkeit des Monats, die Rot und Orange markierte zeigen die Temperatur)

Mes	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic	Anual
Temperatura máxima absoluta (°C)	36	35	37	37	33	33	33	37	37	36	35	37	37
Temperatura máxima media (°C)	30	30	30	30	30	30	30	31	31	31	30	30	30
Temperatura mínima media (°C)	22	22	22	22	21	20	20	20	21	21	22	22	21
Temperatura mínima absoluta (°C)	18	18	18	12	15	12	11	12	14	15	17	17	11
Precipitación total (mm)	140	160	190	160	100	60	50	50	90	160	180	180	130
Días de precipitaciones (≥ 1 mm)	9	7	4	4	2	1	1	4	5	7	4	3	51
Horas de sol	112	77.7	85.5	88.8	107.5	109.3	162.3	174.9	140.2	131.1	109.1	105.1	112.8
Humedad relativa (%)	84.2	85.1	88.4	88.2	86.2	84.5	84.4	81.3	79.3	81.4	80.3	80	83.6

Fuente: Weatherbase,⁴⁸ Tu Tiempo,⁴⁹ y MSN Clima.⁵⁰

Quelle: Weatherbase, Tu Tiempo, MSN Clima

Tabelle A.7 mittlere spezifische Wärmekapazität

ϑ [°C]	Luft	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	SO ₂
-25	1,0034	1,0393	0,9135	0,8035	1,8567	0,6010
0	1,0037	1,0394	0,9147	0,8173	1,8589	0,6079
25	1,0042	1,0395	0,9163	0,8307	1,8615	0,6149
50	1,0048	1,0397	0,9182	0,8437	1,8646	0,6219
75	1,0055	1,0400	0,9204	0,8563	1,8682	0,6289
100	1,0064	1,0404	0,9229	0,8684	1,8724	0,6359
150	1,0087	1,0416	0,9288	0,8914	1,8820	0,6495
200	1,0116	1,0435	0,9354	0,9128	1,8931	0,6626
400	1,0285	1,0567	0,9649	0,9856	1,9466	0,7078
600	1,0498	1,0763	0,9925	1,0427	2,0083	0,7418
800	1,0712	1,0976	1,0158	1,0885	2,0744	0,7672
1000	1,0910	1,1179	1,0350	1,1257	2,1421	0,7867
2000	1,1614	1,1914	1,0991	1,2378	2,4425	0,8410

Tabelle : Mittlere spezifische Wärmekapazität $\bar{c}_p|_0^\vartheta$ in $\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$, Quelle: Baehr, Kabelac, Thermodynamik, 14. Auflage, Springer

Tabelle A.8 Stoffwerte von Wasser bei Druck von 1 bar

t Temperatur c_p isobare spezifische Wärmekapazität ν kinematische Viskosität
 ρ Dichte β isobarer kubischer Ausdehnungskoeffizient a Temperaturleitfähigkeit
 h spezifische Enthalpie λ Wärmeleitfähigkeit Pr Prandtl-Zahl
 s spezifische Entropie η dynamische Viskosität

t °C	ρ kg m ⁻³	h kJ kg ⁻¹	s kJ kg ⁻¹ K ⁻¹	c_p kJ kg ⁻¹ K ⁻¹	α_v 10 ⁻³ K ⁻¹	λ 10 ⁻³ W m ⁻¹ K ⁻¹	η 10 ⁻⁶ kg m ⁻¹ s ⁻¹	ν 10 ⁻⁶ m ² s ⁻¹	a 10 ⁻⁶ m ² s ⁻¹	Pr -
-30	983,83	-131,24	-0,50988	4,801	-1,4078	480,6	8653,0	8,795	0,1018	86,43
-25	989,60	-107,95	-0,41506	4,542	-0,9607	497,4	5961,3	6,024	0,1107	54,43
-20	993,57	-85,624	-0,32600	4,401	-0,6604	512,6	4361,9	4,390	0,1172	37,45
-15	996,30	-63,836	-0,24076	4,321	-0,4488	526,4	3338,0	3,350	0,1223	27,40
-14	996,73	-59,521	-0,22408	4,309	-0,4137	529,1	3178,1	3,188	0,1232	25,89
-13	997,13	-55,217	-0,20751	4,299	-0,3806	531,7	3029,8	3,038	0,1240	24,50
-12	997,49	-50,924	-0,19103	4,289	-0,3492	534,2	2892,0	2,899	0,1249	23,22
-11	997,82	-46,639	-0,17466	4,280	-0,3194	536,7	2763,8	2,770	0,1257	22,04
-10	998,13	-42,363	-0,15838	4,272	-0,2911	539,2	2644,2	2,649	0,1265	20,95
-9	998,40	-38,095	-0,14219	4,265	-0,2641	541,6	2532,6	2,537	0,1272	19,94
-8	998,66	-33,833	-0,12609	4,258	-0,2384	544,0	2428,2	2,432	0,1279	19,00
-7	998,88	-29,579	-0,11007	4,252	-0,2139	546,4	2330,5	2,333	0,1287	18,13
-6	999,08	-25,330	-0,09414	4,246	-0,1904	548,7	2238,8	2,241	0,1294	17,32
-5	999,26	-21,087	-0,07828	4,241	-0,1679	551,0	2152,7	2,154	0,1300	16,57
-4	999,42	-16,849	-0,06251	4,236	-0,1463	553,3	2071,7	2,073	0,1307	15,86
-3	999,55	-12,616	-0,04681	4,231	-0,1255	555,5	1995,4	1,996	0,1314	15,20
-2	999,67	-8,3865	-0,03118	4,227	-0,1055	557,7	1923,5	1,924	0,1320	14,58
-1	999,77	-4,1616	-0,01563	4,223	-0,0863	559,9	1855,7	1,856	0,1326	14,00
0	999,84	0,05966	-0,00015	4,219	-0,0677	562,0	1791,5	1,792	0,1332	13,45
1	999,90	4,2774	0,01526	4,216	-0,0497	564,1	1730,9	1,731	0,1338	12,94
2	999,94	8,4918	0,03061	4,213	-0,0324	566,2	1673,4	1,673	0,1344	12,45
3	999,97	12,703	0,04589	4,210	-0,0156	568,3	1618,9	1,619	0,1350	11,99
4	999,97	16,912	0,06110	4,207	0,0006	570,3	1567,2	1,567	0,1356	11,56
5	999,97	21,118	0,07625	4,205	0,0163	572,3	1518,1	1,518	0,1361	11,15
6	999,94	25,322	0,09134	4,203	0,0315	574,3	1471,4	1,472	0,1367	10,77
7	999,90	29,524	0,10636	4,201	0,0463	576,3	1427,0	1,427	0,1372	10,40
8	999,85	33,723	0,12133	4,199	0,0606	578,2	1384,7	1,385	0,1377	10,06
9	999,78	37,921	0,13623	4,197	0,0746	580,1	1344,4	1,345	0,1382	9,727
10	999,70	42,117	0,15108	4,195	0,0881	582,0	1305,9	1,306	0,1388	9,414
11	999,61	46,312	0,16586	4,194	0,1013	583,8	1269,1	1,270	0,1393	9,117
12	999,50	50,505	0,18060	4,193	0,1142	585,7	1234,0	1,235	0,1398	8,834
13	999,38	54,697	0,19527	4,191	0,1267	587,5	1200,4	1,201	0,1403	8,565
14	999,25	58,888	0,20989	4,190	0,1389	589,3	1168,3	1,169	0,1407	8,308
15	999,10	63,078	0,22446	4,189	0,1509	591,0	1137,6	1,139	0,1412	8,063
20	998,21	84,012	0,29648	4,185	0,2066	599,5	1001,6	1,003	0,1435	6,991
25	997,05	104,93	0,36723	4,182	0,2569	607,5	890,08	0,893	0,1457	6,127
30	995,65	125,83	0,43676	4,180	0,3029	615,0	797,35	0,801	0,1478	5,419
35	994,04	146,73	0,50513	4,179	0,3453	622,0	719,32	0,724	0,1497	4,833
40	992,22	167,62	0,57239	4,179	0,3849	628,6	652,98	0,658	0,1516	4,341
45	990,22	188,52	0,63859	4,179	0,4222	634,8	596,07	0,602	0,1534	3,924
50	988,05	209,41	0,70375	4,180	0,4574	640,5	546,85	0,553	0,1551	3,568
55	985,71	230,31	0,76794	4,181	0,4910	645,8	503,98	0,511	0,1567	3,263
60	983,21	251,22	0,83117	4,183	0,5231	650,8	466,40	0,474	0,1582	2,998
65	980,57	272,14	0,89350	4,185	0,5541	655,4	433,27	0,442	0,1597	2,767
70	977,78	293,07	0,95495	4,188	0,5841	659,6	403,90	0,413	0,1611	2,565
75	974,86	314,02	1,0156	4,192	0,6132	663,5	377,75	0,387	0,1624	2,386
80	971,80	334,99	1,0754	4,196	0,6417	667,0	354,35	0,365	0,1636	2,229
85	968,62	355,98	1,1344	4,200	0,6695	670,2	333,35	0,344	0,1647	2,089
90	965,32	376,99	1,1926	4,205	0,6970	673,0	314,41	0,326	0,1658	1,964
95	961,89	398,03	1,2502	4,211	0,7241	675,5	297,29	0,309	0,1668	1,853
99,61 ²⁾	958,64	417,44	1,3026	4,216	0,7489	677,6	282,92	0,295	0,1676	1,760

Quelle: VDI-Wärmeatlas 10. Auflage s.134

Tabelle A.9

t °C	p_s bar	ρ' ρ'' kg m ⁻³	h' h'' kJ kg ⁻¹	s' s'' kJ kg ⁻¹ K ⁻¹	c_p' c_p'' kJ kg ⁻¹ K ⁻¹	α_v' α_v'' 10 ⁻³ K ⁻¹					
0,00 ¹⁾	0,006112	999,79	0,004851	-0,041588	2500,9	-0,000155	9,1558	4,220	1,888	-0,06807	3,681
0,01 ²⁾	0,006117	999,79	0,004854	0,000612	2500,9	0,000000	9,1555	4,220	1,888	-0,06789	3,681
5,00	0,008726	999,92	0,006802	21,019	2510,1	0,076252	9,0249	4,205	1,892	0,01599	3,618
10,00	0,012282	999,65	0,009407	42,021	2519,2	0,15109	8,8998	4,196	1,896	0,08789	3,559
15,00	0,017057	999,05	0,01284	62,984	2528,4	0,22447	8,7804	4,189	1,900	0,1507	3,501
20,00	0,023392	998,16	0,01731	83,920	2537,5	0,29650	8,6661	4,185	1,906	0,2065	3,447
25,00	0,031697	997,00	0,02307	104,84	2546,5	0,36726	8,5568	4,182	1,912	0,2568	3,395
30,00	0,042467	995,61	0,03041	125,75	2555,6	0,43679	8,4521	4,180	1,918	0,3028	3,346
35,00	0,056286	994,00	0,03967	146,64	2564,6	0,50517	8,3518	4,179	1,925	0,3453	3,298
40,00	0,073844	992,18	0,05124	167,54	2573,5	0,57243	8,2557	4,179	1,932	0,3849	3,254
45,00	0,095944	990,18	0,06556	188,44	2582,5	0,63862	8,1634	4,179	1,940	0,4222	3,211
50,00	0,12351	988,01	0,08314	209,34	2591,3	0,70379	8,0749	4,180	1,948	0,4574	3,171
55,00	0,15761	985,67	0,10455	230,24	2600,1	0,76798	7,9899	4,181	1,957	0,4910	3,133
60,00	0,19946	983,18	0,13042	251,15	2608,8	0,83122	7,9082	4,183	1,966	0,5232	3,098
65,00	0,25041	980,53	0,16145	272,08	2617,5	0,89354	7,8296	4,185	1,976	0,5542	3,064
70,00	0,31201	977,75	0,19842	293,02	2626,1	0,95499	7,7540	4,188	1,987	0,5841	3,033
75,00	0,38595	974,83	0,24218	313,97	2634,6	1,0156	7,6812	4,192	1,999	0,6133	3,005
80,00	0,47415	971,78	0,29366	334,95	2643,0	1,0754	7,6110	4,196	2,012	0,6417	2,979
85,00	0,57867	968,60	0,35387	355,95	2651,3	1,1344	7,5434	4,200	2,026	0,6696	2,955
90,00	0,70182	965,30	0,42388	376,97	2659,5	1,1927	7,4781	4,205	2,042	0,6970	2,934
95,00	0,84609	961,89	0,50489	398,02	2667,6	1,2502	7,4150	4,211	2,059	0,7241	2,916
100,00	1,0142	958,35	0,59814	419,10	2675,6	1,3070	7,3541	4,217	2,077	0,7510	2,901
110,00	1,4338	950,95	0,82686	461,36	2691,1	1,4187	7,2380	4,230	2,121	0,8044	2,880
120,00	1,9867	943,11	1,1220	503,78	2705,9	1,5278	7,1291	4,246	2,174	0,8580	2,871
130,00	2,7026	934,83	1,4968	546,39	2720,1	1,6346	7,0264	4,265	2,237	0,9124	2,876
140,00	3,6150	926,13	1,9665	589,20	2733,4	1,7393	6,9293	4,286	2,311	0,9683	2,894

Quelle: Technische Thermodynamik 2 - Skript Prof. Achim Schmidt