Vergleich von Energieumwandlungs-verfahren für Gülle (ENKON)

Projekt 43 627 Vertrag 83 627

Ausgearbeitet durch

J.-L. Hersener, U. Meier

Im Auftrag des

Bundesamtes für Energie

Schlussbericht Dezember 2002

BFE OFEN UFE SFOE

Auftraggeber:

Forschungs- und P+D Programm Biomasse des
Bundesamtes für Energie

Auftragnehmer:

ARGE ENKON
c/o Ing'büro HERSENER
CH-Wiesendangen
Tel. +41 52 338 25 25

Autoren:

Jean-Louis Hersener
Urs Meier

Begleitgruppe:

Heribert Krämer
Gudrun Mögel
Marlies Gloor
Peter Koller
Regula Wolz
Ulrich Wolfensberger

Dieses Dokument ist im Auftrag des Bundesamtes für Energie erarbeitet worden. Für den Inhalt und die Schlussfolgerungen ist alleine der/die Autor/in/en verantwortlich.

Bundesamt für Energie BFE
Worblentalstrasse 32, CH-3063 Ittigen • Postadresse: CH-3003 Bern
Tel. 031 322 56 11, Fax 031 323 25 00 • office@bfe.admin.ch • www.admin.ch/bfe

Vertrieb:

ENET
Egnacherstrasse 69 · CH-9320 Arbon
Tel. 071 440 02 55 · Tel. 021 312 05 55 · Fax 071 440 02 56
enet@temas.ch · www.energieforschung.ch · www.energie-schweiz.ch

Kurzfassung

Die Studie zeigt eine Übersicht über die energetischen Nutzungsmöglichkeiten von Gülle mit Schwergewicht auf der Gewinnung von Wärme und Strom aus Biogas und von Wärme aus der Feststoffverbrennung. Zusätzlich wird die Möglichkeit Nährstoffe aus der Gülle abzutrennen erläutert. Dazu werden fünf grundsätzliche Nutzungskonzepte erarbeitet und miteinander verglichen.

Die betrachteten Nutzungskonzepte sind:

Konventionelle Gülleproduktion als Vergleichsbasis

1. Konventionelle Vergärung der Rohgülle
2. Separierung der Rohgülle und Vergärung der Dünngülle im Festbettreaktor
3. Separierung der Rohgülle und Vergärung der Dünngülle im Membranreaktor
4. Separierung der Rohgülle und Verbrennung der Feststoffe
5. Separierung der Rohgülle, Vergärung der Dünngülle im Festbettreaktor und Verbrennung der Feststoffe
6. Separierung der Rohgülle, Vergärung der Dünngülle im Membranreaktor und Verbrennung der Feststoffe.

Alle Varianten werden nach Investitionsbedarf, Betriebskosten, Energieinput und -output verglichen. Sämtliche Konzepte umfassen die Bereiche Lagerung bis Ausbringung der Gülle, wobei die Behandlung der Gülle in den Konzepten B bis G in zentralen Anlagen erfolgt. Da alle Behandlungsverfahren eine Reduktion des Grobstoffanteils und damit der TS der Gülle erzielen, dient verdünnte Rohgülle mit einem TS-Gehalt von 3 % als Vergleichsbasis.

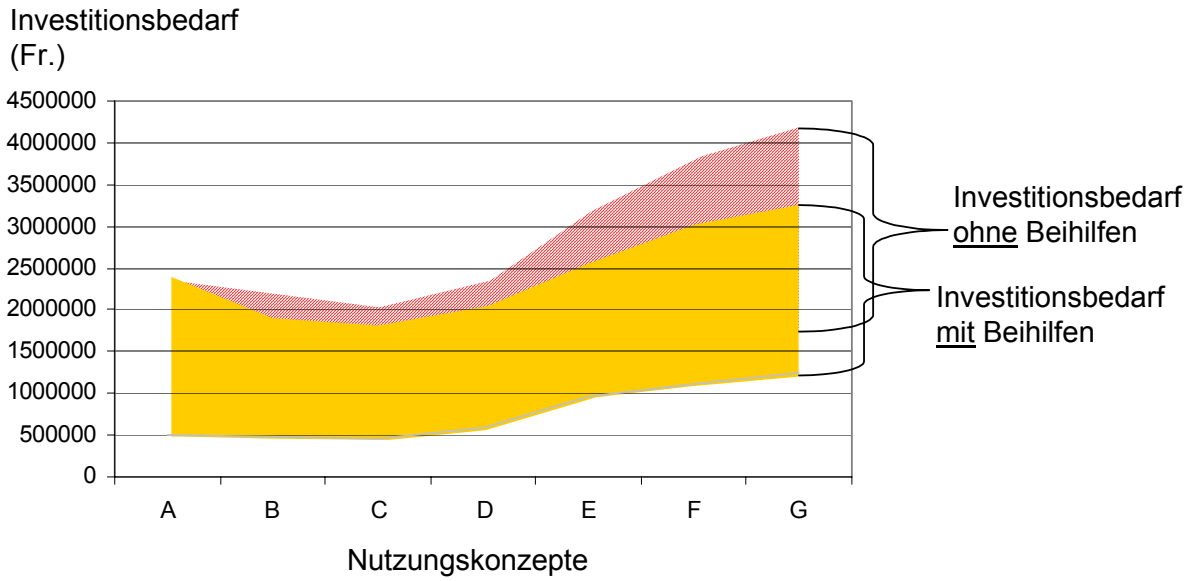


Abbildung I: Investitionsbandbreite der einzelnen Nutzungskonzepte A bis G mit und ohne Beihilfen

Die Investitionsbandbreite ohne Beihilfen an die Aufbereitungsanlagen liegt zwischen Fr. 0.5 Mio. und bis Fr. 4.3 Mio.. Mit Beihilfen betragen die Investitionen Fr. 0.47 Mio. bis Fr. 3.3 Mio., wobei alle Vergärungsvarianten B bis D geringere Investitionskosten als die Wasserverdün-

nung der Rohgülle verursachen (Abbildung I). Die Konzepte mit einer Feuerung liegen um mehr als Fr. 500'000.- über denjenigen der Variante A.

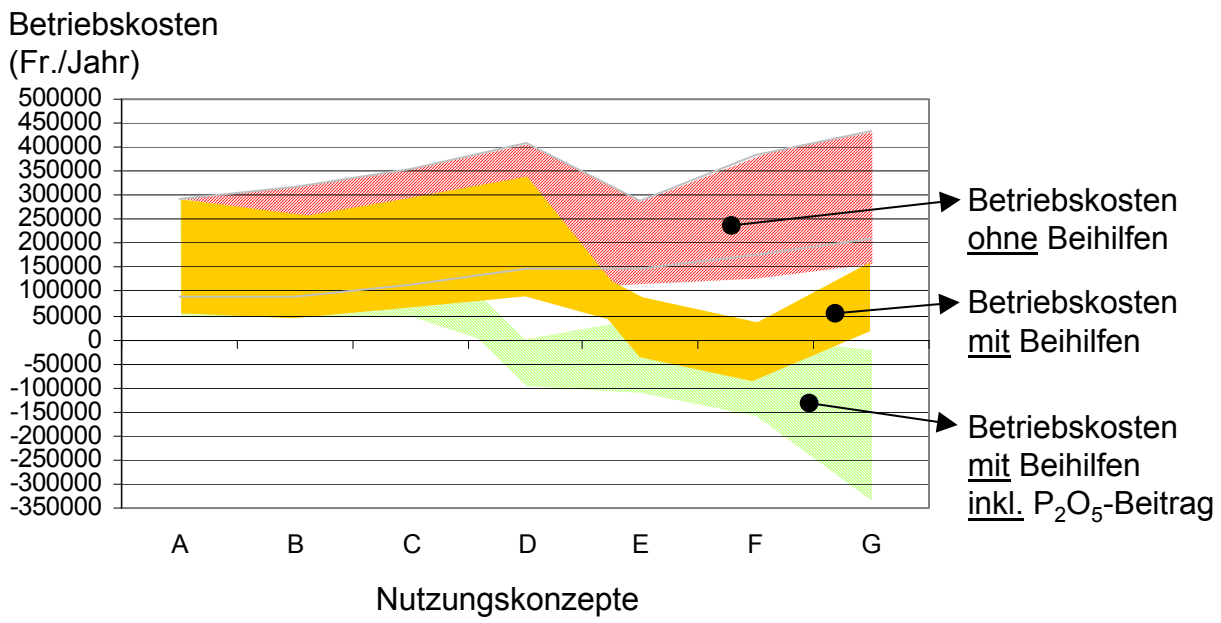


Abbildung II: Betriebskostenbandbreite der einzelnen Nutzungskonzepte A bis G ohne und mit Beihilfen sowie mit Beihilfen inklusive Phosphat-Reduktionsbeitrag

Die Betriebskosten ohne Beihilfen sind bei der Rohgülle ohne Behandlung am tiefsten (Abbildung II). Mit Beihilfen hingegen verursachen alle Varianten mit einer Feuerung (E – G) nicht nur die geringsten Kosten, sondern je nach Anlage sogar einen kalkulatorischen Gewinn. Einzig die Variante mit Vergärung der Dünngülle im Membranreaktor (D) kostet mehr als die Rohgüllevariante mit Wasserverdünnung.
Werden Beiträge an die P-Reduktion nach Gewässerschutzgesetz mitgerechnet, sind alle Varianten mit einer energetischen und stofflichen Nutzung der Gülle (B - G) der nicht energetischen Nutzung kostenmässig überlegen und erwirtschaften teilweise einen kalkulatorischen Gewinn (Abbildung II).

Betrachtet man nicht nur die Lagerung oder die Ausbringung einzeln, sondern im gesamten Kontext der landwirtschaftlichen Güllebewirtschaftung, sind die Mehraufwendungen für die Wasserverdünnung erheblich. Kann man jedoch mittels Behandlung der Gülle auf die Wasserverdünnung verzichten, sind die Mehrkosten für die Energiegewinnungsverfahren weit geringer als bisher angenommen.

Zur Berechnung des Energieinputs sind sämtliche Aufwendungen betreffend Strom, Wärme und Treibstoff kalkuliert. Nicht berücksichtigt ist die graue Energie. Der Energieoutput umfasst die Energieform (Strom und/oder Wärme) des jeweiligen Konversionssprozesses.

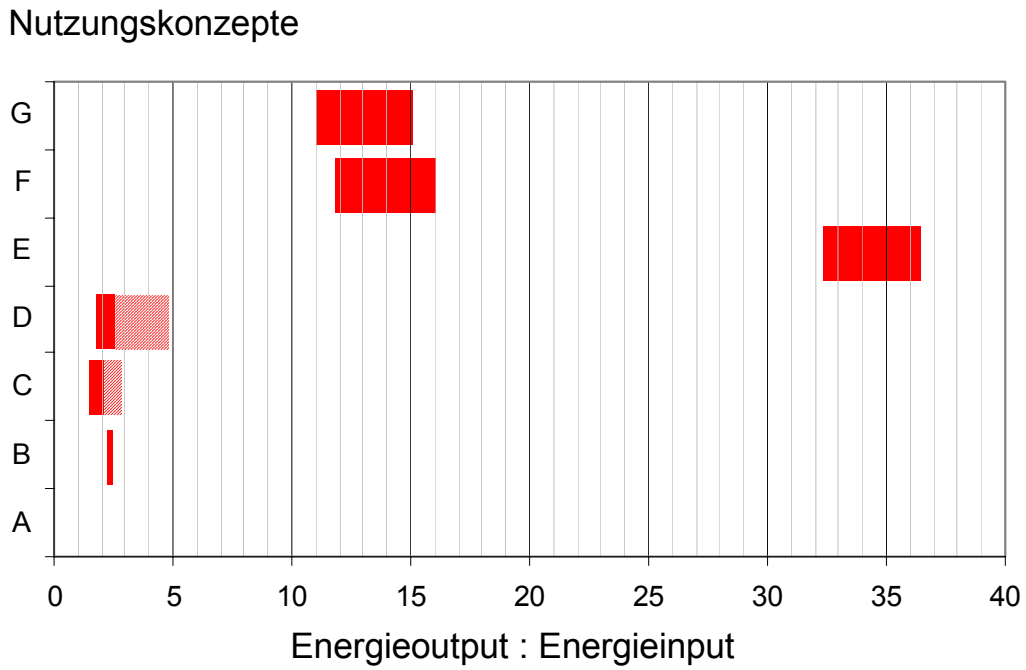


Abbildung III: Verhältnis von eingesetzter Energie zu gewonnener Energie der einzelnen Nutzungskonzepte A bis G

Das Verhältnis von Energieoutput zu Energieinput verdeutlicht, dass die Feuerung (E) die höchste Energieausbeute erzielt (Abbildung III). Der Energieoutput besteht jedoch lediglich aus Wärme.
Die Vergärungsvarianten liegen bei einem Verhältnis um 2.
Die beiden Dünngüllevergärungsverfahren, der Festbett- und der Membranreaktor (C bzw. D) weisen ein Optimierungspotential bezüglich höherer Gasproduktion auf, die schraffiert dargestellt ist.
Das Konzept A, die Rohgülle ohne Nutzung, benötigt nur Energie.

Zwei verschiedene Fallbeispiele von Co-Vergärungsanlagen mit und ohne Nachbehandlung der separierten Feststoffe untermauern den Umstand, dass mit der Co-Vergärung auch kleine Biogasanlagen wirtschaftlich betrieben werden können. Um die Flexibilität im Bereich der Düngeverwendung zu erhöhen, betreibt einer der beiden Betriebe eine Nachbehandlung. Diese besteht aus einer Separierung, Kompostierung und Trocknung der Feststoffe. Die Anlage ohne Nachbehandlung weist eine Durchsatzleistung von 1'500 m3 Gülle und 800 t Abfälle im Jahr auf und diejenige mit Nachbehandlung 2'000 m3 und 500 t.

Das Energieflussdiagramm zeigt, dass für die Kompostierung und Trocknung mit gesamthaft 170 GJ relativ wenig Energie zur Aufbereitung der Feststoffe aufgewendet wird (Abbildung IV).

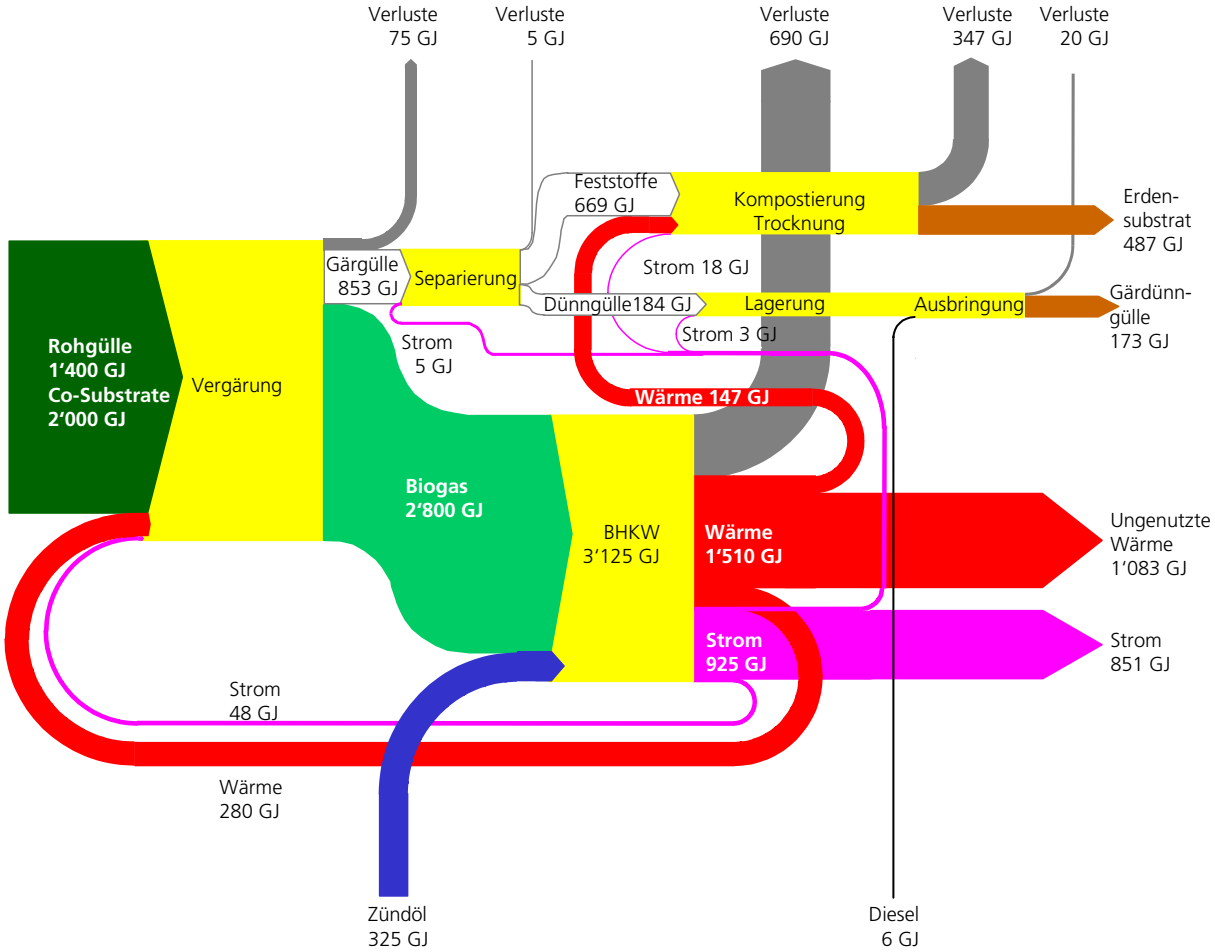


Abbildung IV: Energieflussdiagramm der Co-Vergärung mit Nachbehandlung

Aufgrund von Gehaltsanalysen konnten die Stickstoffverluste beider Anlagen geschätzt werden. Diese Verluste liegen bei der Anlage ohne Nachbehandlung bei knapp 9 % bezogen auf die Gesamtstickstoffmenge im Rohsubstrat bzw. bei weniger als 8 % bei die Anlage mit Nachbehandlung. Die Nachbehandlung führt bezogen auf die Stickstoffmenge im Rohsubstrat mit insgesamt 3 % zu geringen Stickstoffverlusten. Im Vergleich zur Co-Vergärung ohne Nachbehandlung scheint die separierte Gärdünngülle während der Lagerung mit 3.5 % weniger Stickstoffverluste als unbehandelte Gärgülle mit 4.5 % zu verursachen, was einer Verlustminderung von beinahe 30 % entspricht.

Die Nachbehandlung separierter Feststoffe bietet die Möglichkeit in Form von Erdensubstrat einen Dünger herzustellen, der sich auch ausserhalb der Landwirtschaft einsetzen lässt.

Tabelle I: Stärken und Schwächen der Nutzungskonzepte A bis G bzw. der Co-Vergärung

Konzept	Energieausbeute	Massenreduktion	Nährstoffabtrennung	Jahreskosten	Optimierungspotential
A	---	---	---	+-	++
B	++	--	--	+-	+
C	+	++	+	(-)	++
D	+(+)	++	+++	+-	+++
E	++	++	++	+-	+
F	++	++	++	-(+)	++
G	++(+)	+++	+++	-(++)	+++
Co-Vergärung	++	--	---	++	+
Co-Vergärung mit Nachbehandlung	+(+)	+	+	+	+++

Stellt man die betrachteten Nutzungskonzepte einander gegenüber, werden die einzelnen Stärken und Schwächen deutlich. Die konventionelle Güllebewirtschaftung mit Wasserverdünnung schneidet unter Berücksichtigung der gewählten Kriterien am unvorteilhaftesten ab. Am besten sind die Nutzungskonzepte, welche über eine Nährstoffaufbereitung bzw. Massenreduktion verfügen. Unter rein ökonomischen Aspekten liegen die Co-Vergärung und die Feuerung vorne. Bezüglich Optimierungspotential und Zukunftsträchtigkeit sind die Nutzungskonzepte mit Membranreaktor vertiefter zu betrachten.

Die Auswahl des geeigneten Konversionsweges darf sich nicht nur auf die betriebswirtschaftlichen und energiebezogenen Ergebnisse abgestützen. Insbesondere die Nährstoffsituation muss zukünftig als bedeutender Entscheidungsfaktor mitberücksichtigt werden.

Ein Vergleich von Möglichkeiten zur energetischen Nutzung der Gülle mit der konventionellen Rohgüllebewirtschaftung muss alle Verfahrensschritte von der Lagerung bis zur Ausbringung in Abhängigkeit der Wasserverdünnung berücksichtigen. Die Vergärung als auch die Separierung führen zu einer teilweise massiven Reduktion des TS-Gehalts und erübrigen eine Wasserzugabe. Statt Gülle zu verdünnen, ist eine energetische Nutzung zu bevorzugen, die zudem eine noch höhere Pflanzenverträglichkeit erzielt.

Vorwort

Die Produktion von Lebensmitteln und insbesondere von Fleisch wuchs in den vergangenen 50 Jahren viel stärker als die Wohnbevölkerung. Die Essgewohnheiten verlagerten sich vermehrt Richtung Fleischkonsum. Da Dreiviertel der schweizerischen landwirtschaftlichen Nutzfläche aus Grünland besteht, ist diese Fläche für die Tierhaltung prädestiniert. Die Tierhaltung, welche sowohl landschaftlich als auch volkswirtschaftlich wichtige Funktionen erfüllt, verursacht jedoch auch einen beachtlichen Hofdüngeranfall. Im Sinne einer nachhaltigen Kreislaufwirtschaft sollte dieses Biomassepotential verstärkt und effizienter zur Nutzung erneuerbarer Energie sowie für Düngungszwecke eingesetzt werden.

Die Studie soll die Möglichkeiten aufzeigen, die im Rahmen einer energetischen und stofflichen Nutzung der Gülle nach momentan technisch praktikablen Verfahrensschritten anwendbar sind. Die aufgezeigten Verfahrenskombinationen basieren teilweise auf neuen Überlegungen. Alle Verfahren bezwecken im Vergleich zur konventionellen Gülleproduktion eine gezieltere Nutzung der Gülle und damit eine Verbesserung der Umweltverträglichkeit.

Die Autoren möchten sich für die Zusammenarbeit mit Frau Mögel sowie mit Herrn Krämer und Herrn Schuster bedanken. Sie alle haben die wichtigen Abklärungen anhand von Laborversuchen zur Datenerhebung getroffen.

Für die Unterstützung des Projektes möchten wir uns bei den Herren Schärer und Guggisberg vom Bundesamt für Energie sowie Frau Gloor und Herrn Koller vom Amt für Umweltschutz des Kantons Luzern herzlich bedanken.

Inhaltsverzeichnis

Kurzfassung I
Vorwort 1
Inhaltsverzeichnis 2
Abbildungsverzeichnis 4
Tabellenverzeichnis 6
Abkürzungen 8
Umrechnungen 9
Zusammenfassung 10
Abstract 10
Résumé 11
1. Einleitung 12
2. Zielsetzung 13
3. Material und Methoden 14
3.1. Vorgehen und Verfahrensauswahl 14
3.2. Berechnungsgrundlagen 16
3.3. Laborversuche 20
3.2.1. Versuchsaufbau 20
3.2.2. Versuchsdurchführung 21
3.2.3. Analytik 21
4. Beschreibung der gewählten Energieumwandlungsverfahren 22
4.1. Verfahrensprozesse 22
4.1.1. Vergärung 22
4.1.2. Co-Vergärung 23
4.1.3. Vergärung der Dünngülle nach Fest-Flüssig-Trennung 25
4.1.4. Separierung der Rohgülle 26
4.1.5. Membrantrennung 27
4.1.6. Biomassefeuerung 28
4.2. Beschreibung der Nutzungskonzepte 30
5. Resultate 34
5.1. Laborversuche 34
5.1.1. Ausgangsanalytik 34
5.1.2. Gasentwicklung 34
5.1.3. Vergleich des Gasertrages von Festbett- Membranreaktor 37
5.1.4. Vergleich von kontinuierlichem Betrieb mit Batchansatz 37
5.1.5. Vergleich des Gasertrages von Rohgülle, separierter Gülle und separierten Feststoff 37
5.2. Vergleich der Energieumwandlungsverfahren 39
5.2.1. Vorbemerkung 39
5.2.2. Vergärung der Rohgülle 39
5.2.3. Vergärung der Dünngülle mittels Festbettreaktor 41
5.2.4. Vergärung der Dünngülle mittels Membranreaktor 44
5.2.5. Biomassefeuerung 47
5.2.6. Energieinput der Energieumwandlungsverfahren im Vergleich 49

5.3. Regionale Nutzungskonzepte 51
5.3.1. Ausgangslage 51
5.4. Kostenkalkulationen 53
5.4.1. Investitionsbedarf 53
5.4.2. Betriebskosten 55
5.4.3. Energieinput und Energieoutput 57
5.4.4. Vor- und Nachteile der Nutzungskonzepte 60
6. Fallstudie Co-Vergärung 61
7. Diskussion 68
7.1. Laborversuche 68
7.2. Vergleich der Energiekonversionsverfahren 69
7.3. Nutzungskonzepte 69
7.4. Einfluss der Behandlung auf die Gülleeigenschaften 70
7.5. Wirtschaftlichkeit und Umsetzung 71
8. Folgerungen 77
9. Handlungsbedarf 78
10. Ausblick 79
11. Literaturverzeichnis 80
12. Anhang 83

Abbildungsverzeichnis

Abbildung I: Investitionsbandbreite der einzelnen Nutzungskonzepte A bis G mit und ohne Beihilfen I
Abbildung II: Betriebskostenbandbreite der einzelnen Nutzungskonzepte A bis G ohne und mit Beihilfen sowie mit Beihilfen inklusive Phosphat-Reduktionsbeitrag II
Abbildung III: Verhältnis von eingesetzter Energie zu gewonnener Energie der einzelnen Nutzungskonzepte A bis G III
Abbildung IV: Energieflussdiagramm der Co-Vergärung mit Nachbehandlung IV
Abbildung 1: Entscheidungsfindungsprozess für die Nutzungskonzepte 14
Abbildung 2: Energetische Wirkungsgrade verschiedener Aggregate 19
Abbildung 3: Laborreaktoren. Im Hintergrund links der Festbettreaktor, rechts der Membranreaktor. Im Vordergrund die Membrananlage. 20
Abbildung 4: Gaserträge verschiedener Substrate 23
Abbildung 5: Reaktorsysteme zur Biomasseanreicherung 25
Abbildung 6: Einsatzbereiche der Membrantrennverfahren 27
Abbildung 7: Skizze einer Biomassefeuerung 28
Abbildung 8: Feuerungsanlage für schwierige Biomassesortimente in Gembloux, Belgien. Im Vordergrund rechts der Brennstoffbunker, anschliessend die Feuerungsanlage. 29
Abbildung 9: Schema der Rohgülleproduktion (Nutzungskonzept A) 30
Abbildung 10: Schema der Rohgüllevergärung (Nutzungskonzept B) 30
Abbildung 11: Schema der Dünngüllevergärung im Festbettreaktor (Nutzungskonzept C) 31
Abbildung 12: Schema der Dünngüllevergärung im Membranreaktor (Nutzungskonzept D) 31
Abbildung 13: Schema der Separierung und Feststoff-Feuerung (Nutzungskonzept E) 32
Abbildung 14: Schema der Dünngüllevergärung im Festbettreaktor und Feststoff-Feuerung (Nutzungskonzept F) 32
Abbildung 15: Schema der Dünngüllevergärung im Membranreaktor und Feststoff-Feuerung (Nutzungskonzept G) 33
Abbildung 16: Verlauf der täglichen Gasproduktion während der Einfahrphase 35
Abbildung 17: Verlauf der täglichen Gasentwicklung während des kontinuierlichen Betriebs mit Dünngülle (Phase II bis IV) 36
Abbildung 18: Auslauf aus dem Membranreaktor (links, gelb) und dem Festbettreaktor (rechts, braun) 38
Abbildung 19: Investitionsbedarf und Betriebskosten der Rohgülle-Vergärung 40
Abbildung 20: Energieinput und -output der Rohgüllevergärung 41
Abbildung 21: Investitionsbedarf und Betriebskosten der Vergärung der Dünngülle mittels Festbettreaktor und zwei unterschiedlichen Gasausbeuten 43
Abbildung 22: Energieinput und -output der Vergärung der Dünngülle im Festbett 44
Abbildung 23: Investitionsbedarf und Betriebskosten der Vergärung der Dünngülle mittels Membranreaktor und unterschiedlichen Gasausbeuten 46
Abbildung 24: Energieinput und -output der Dünngülle-Vergärung im Membranreaktor 47
Abbildung 25: Investitionsbedarf und Betriebskosten der Biomassefeuerung 48

Abbildung 26: Energieinput und -output der Biomassefeuerung (Input und Output weisen unterschiedliche Massstäbe auf!) 49
Abbildung 27: Energieinput der Energiekonversionsverfahren in Form von Strom und Wärme 50
Abbildung 28: Investitionsbedarf der Nutzungskonzepte bei einem TS-Abtrenngrad der Separierung von 25 % und in Abhängigkeit der Feuerungsanlage 53
Abbildung 29: Investitionsbedarf der Nutzungskonzepte bei einem TS-Abtrenngrad der Separierung von 40 % und in Abhängigkeit der Feuerungsanlage 54
Abbildung 30: Betriebskosten der Nutzungskonzepte bei einem TS-Abtrenngrad der Separierung von 25 % und in Abhängigkeit der Feuerungsanlage 55
Abbildung 31: Betriebskosten der Nutzungskonzepte bei einem TS-Abtrenngrad der Separierung von 40 % und in Abhängigkeit der Feuerungsanlage 57
Abbildung 32: Energieinput und - output der Nutzungskonzepte bei einem TS-Abtrenngrad der Separierung von 25 % und in Abhängigkeit der Feuerungsanlage 58
Abbildung 33: Energieinput und - output der Nutzungskonzepte bei einem TS-Abtrenngrad der Separierung von 40 % und in Abhängigkeit der Feuerungsanlage 59
Abbildung 34: Schema der Co-Vergärungsanlage ohne Nachbehandlung 61
Abbildung 35: Schema der Co-Vergärungsanlage mit Nachbehandlung..... 61
Abbildung 36: Energiefluss der Co-Vergärung ohne Nachbehandlung 63
Abbildung 37: Energiefluss der Co-Vergärung mit Nachbehandlung 64
Abbildung 38: Jährlicher Massenfluss bei der Co-Vergärung ohne Nachbehandlung..... 65
Abbildung 39: Jährlicher Nährstoffffluss bei der Co-Vergärung ohne Nachbehandlung..... 65
Abbildung 40: Jährlicher Massenfluss bei der Co-Vergärung mit Nachbehandlung 66
Abbildung 41: Jährlicher Nährstoffffluss bei der Co-Vergärung mit Nachbehandlung 66
Abbildung 42: Kostenvergleich zwischen der Wasserverdünnung (A) mit der konventionellen Vergärung (B), Vergärung im Festbett- (C) und im Membranreaktor (D), (alle Vergärungsverfahren B bis D mit Investitionszuschuss) 72
Abbildung 43: Investitionsbedarf und Betriebskosten der Nutzungskonzepte mit Investitionszuschuss und Beitrag zur P-Reduktion im Vergleich zur Wasserverdünnung..... 73
Abbildung 44: Investitionsbedarf und Betriebskosten der Nutzungskonzepte mit Investitionszuschuss und Beitrag zur P-Reduktion im Vergleich zur Wasserverdünnung..... 74
Abbildung 45: Investitionsbedarf und Betriebskosten der Nutzungskonzepte mit Investitionszuschuss und Beitrag zur P-Reduktion sowie kostenlosem Brennstoff im Vergleich zur Wasserverdünnung 75
Abbildung 46: Probenahmestellen bei der Co-Vergärung ohne Nachbehandlung 96
Abbildung 47: Probenahmestellen bei der Co-Vergärung mit Nachbehandlung 97

Tabellenverzeichnis

Tabelle I: Stärken und Schwächen der Nutzungskonzepte A bis G bzw. der Co-Vergärung.V
Tabelle 1: Brennstoffmengen für die Biomassefeuerung 17
Tabelle 2: Rohgüllemengen..... 17
Tabelle 3 : Berechnungsgrundlagen für die Kosten 18
Tabelle 4: TS-Mengen 19
Tabelle 5: Gasausbeuten verschiedener Gülle nach Literaturangaben..... 22
Tabelle 6: Einige Vor- und Nachteile der Vergärung..... 23
Tabelle 7: Vor- und Nachteile der Co-Vergärung im Vergleich zur Vergärung von Gülle..... 24
Tabelle 8: Vergleich der Stickstoffverluste unterschiedlich behandelter Gülle 26
Tabelle 9: Analysedaten der Dünngülle..... 34
Tabelle 10: Gasertrag von Festbett- und Membranreaktor..... 37
Tabelle 11: Gaserträge der beiden kontinuierlich betriebenen Reaktoren im Vergleich zum Batchansatz 37
Tabelle 12: Vergleich der Gaserträge 38
Tabelle 13: Berechnete Gas- und Strommengen bei der Rohgülle-Vergärung 39
Tabelle 14: Berechnete Gas- und Strommengen bei der Dünngülle-Vergärung im Festbettreaktor..... 42
Tabelle 15: Berechnete Gas- und Strommengen bei der Dünngülle-Vergärung im Festbettreaktor mit höheren Gasausbeuten 42
Tabelle 16: Berechnete Gas- und Strommengen bei der Dünngülle-Vergärung im Membranreaktor nach Laborwerten..... 45
Tabelle 17: Berechnete Gas- und Strommengen bei der Dünngülle-Vergärung im Membranreaktor mit erhöhten Gasausbeuten 45
Tabelle 18: Gülleausbringmengen (m^3/Jahr) 51
Tabelle 19: Mengen an aufbereiteten Produkten (t/Jahr) 52
Tabelle 20: Vorteile und Nachteile der Nutzungskonzepte 60
Tabelle 21: Kostengegenüberstellung der beiden Co-Vergärungsanlagen 62
Tabelle 22: Investitionsbedarf und Betriebskosten der Rohgülle ohne Behandlung..... 83
Tabelle 23: Energieinput und –output bei der Rohgülle ohne Behandlung..... 83
Tabelle 24: Investitionsbedarf und Betriebskosten bei der Vergärung der Rohgülle 84
Tabelle 25: Energieinput und –output bei der Vergärung der Rohgülle..... 85
Tabelle 26: Investitionsbedarf und Betriebskosten bei der Vergärung der Dünngülle im Festbettreaktor..... 86
Tabelle 27: Energieinput und –output bei der Vergärung der Dünngülle im Festbettreaktor... 87
Tabelle 28: Investitionsbedarf und Betriebskosten bei der Vergärung der Dünngülle im Membranreaktor 88
Tabelle 29: Energieinput und –output bei der Vergärung der Dünngülle im Membranreaktor. 89
Tabelle 30: Investitionsbedarf und Betriebskosten bei der Separierung und Feststoff-Feuerung 90
Tabelle 31: Energieinput und -output bei der Separierung und Feststoff-Feuerung..... 91

Tabelle 32: Investitionsbedarf und Betriebskosten bei der Vergärung der Dünngülle im Festbettreaktor und Feststoff-Feuerung 92
Tabelle 33: Energieinput und -output bei der Vergärung der Dünngülle im Festbettreaktor und Feststoff-Feuerung 93
Tabelle 34: Investitionsbedarf und Betriebskosten bei der Vergärung der Dünngülle im Membranreaktor und Feststoff-Feuerung 94
Tabelle 35: Energieinput und -output bei der Vergärung der Dünngülle im Membranreaktor und Feststoff-Feuerung 95
Tabelle 36: Analysedaten von der Co-Vergärung ohne Nachbehandlung 96
Tabelle 37: Analysedaten von der Co-Vergärung mit Nachbehandlung 97

Abkürzungen

BfE	Bundesamt für Energie
BHKW	Blockheizkraftwerk
ca	cirka
DGVE	Düngergrossvieheinheit
dt	Dezitonne
el	elektrisch
FAT	Eidgenössische Forschungsanstalt für Agrarwirtschaft und Landtechnik
Fr.	Franken
ggf	gegebenenfalls
GJ	Gigajoule
GWh	Gigawattstunden
ha	Hektar
h	Stunden
kg	Kilogramm
kW	Kilowatt
kWh	Kilowattstunden
LN	Landwirtschaftliche Nutzfläche
MJ	Megajoule
MW	Megawatt
MWh	Megawattstunden
OS	Organische Substanz (Glühverlust)
OTS	organische Substanz in der Trockensubstanz
Permeat	Gefilteter Teilstrom bei der Membrantrennung (auch UF-Permeat)
PJ	Petajoule
Retentat	Konzentrierter Teilstrom bei der Membrantrennung (auch UF-Retentat)
th	thermisch
TS	Trockensubstanz, Rückstand nach Trocknung bei 105 °C während 24 h
TS-Abtrennung	Abtrenngrad der Trockensubstanz bei der Separierung, die in den Feststoffen enthalten ist (in %)
UF	Ultrafiltration
WKK	Wärmekraftkoppelung

Umrechnungen

Faktor	Einheit		Faktor	Einheit
1	Kilo (k)	=	10^3	Tausend
1	Mega (M)	=	10^6	Million
1	Giga (G)	=	10^9	Milliarde
1	J	=	1	Ws
1	kJ	=	0.277	Wh
1	MJ	=	0.277	kWh
1	MJ	=	238.9	Kcal
1	GJ	=	0.277	MWh
		=		
1	cal	=	4.185	J=Ws
1	kcal	=	1.16	Wh
1	kcal	=	$1.16\ 10^{-3}$	kWh
1	Ws	=	1	J
1	kWh	=	3.6	MJ
1	kWh	=	860	kcal
1	MWh	=	3.6	GJ
1	MWh	=	$8.6*10^5$	kcal
1	rm* Holz (Ster)	=	0.44	Festmeter
1	rm* Holz (Ster)	=	1.75	Sm^3
1	Festmeter (m^3)	=	0.5	Tonnen (80% TS)
1	Sm^3	=	250	kg Holz (80 % TS)
1	l Diesel	=	35.4	MJ/l
1	l Benzin	=	32.6	MJ/l
1	l Diesel	=	9.94	kWh/l
1	l Benzin	=	9.056	kWh/l
1	kg Holz(80%TS)	=	14.65	MJ
1	kg Holz(80%TS)	=	4.07	kWh
1	kg Holz(80%TS)	=	3500	kcal

rm* = Raummeter, Sm^3= Schüttkubikmeter

Zusammenfassung

Ziel der Studie ist der Vergleich der konventionellen Güllebewirtschaftung mit Energiekonversionsarten, wie der Vergärung und der Verbrennung. Alle untersuchten Verfahren sind hinsichtlich Energieinput und -output, Wirtschaftlichkeit sowie Vor- und Nachteilen für die Praxis betrachtet worden.

Vergleicht man unter Berücksichtigung aller Verfahrensschritte, von der Lagerung bis hin zur Ausbringung, kann die Vergärung der Rohgülle kostengünstiger sein als die Güllebewirtschaftung mittels Wasserverdünnung.

Sowohl Festbett- als auch Membranreaktor bieten mittels Separierung die Möglichkeit auf den Nährstoffhaushalt eines Betriebes Einfluss zu nehmen und mit erheblich geringeren Aufenthaltszeiten die Dünngülle zu vergären. Der Membranbioreaktor gewährleistet eine beinahe vollständige Phosphor-Abtrennung. Damit besteht vor allem in Regionen mit hohen Tierdichte eine bessere Aussicht auf Verbreitung in der Praxis.

Die Nährstoffsituation wird zukünftig ein unumgänglicher Entscheidungsfaktor. Daher darf sich die Auswahl des geeigneten Konversionsweges nicht nur auf die betriebswirtschaftlichen und energiebezogenen Ergebnisse abstützen. Möglichkeiten aus Gülle Energie zu gewinnen und gleichzeitig Nährstoffe aufzubereiten, müssten vermehrt in Betracht gezogen werden.

Abstract

The study is designed to compare conventional slurry management with types of energy conversion such as anaerobic digestion and combustion. All the methods studied were considered from the viewpoint of energy input/output and economic viability as well as of their practical advantages and disadvantages.

If all procedural stages, from storage through to spreading, are considered, anaerobic digestion of the raw slurry can be more cost effective than slurry management using water dilution.

Both fixed-bed and membrane reactors can, using separation, provide the opportunity of influencing a farm’s nutrient balance and of anaerobically digesting the liquid manure with considerably lower hydraulic retention times. The membrane bioreactor guarantees almost complete phosphorous separation. This offers a better prospect of widespread practical use, particularly in regions of high animal density.

The nutrient situation will be a vital deciding factor in future. The selection of a suitable conversion method should not, therefore, be based only on economic and energy-related criteria. Consideration must increasingly be given.

Résumé

L’objectif de l’étude consiste à comparer la gestion conventionnelle du lisier et les procédés de conversion d’énergie tels que la fermentation et la combustion. Tous les procédés étudiés ont été évalués par rapport à l’intrant et à l’extrant énergétiques, à la rentabilité ainsi qu’aux avantages et inconvénients pour la pratique.

Lorsque l’on considère tous les procédés partiels, du stockage jusqu’à l’épandage, la fermentation du lisier non traité peut s’avérer moins chère que le procédé qui consiste à diluer le lisier avec de l‘eau.

Le réacteur à lit fixe et le réacteur à membrane servant à séparer le lisier permettent d’influencer le bilan des éléments nutritifs de l’exploitation et de faire fermenter le lisier liquide avec des durées de rétention nettement moins longues. Le bioréacteur à membrane garantit une séparation presque complète du phosphore, ce qui augmente les chances d’application dans la pratique notamment dans les régions avec de gros effectifs d’animaux.

La situation au niveau des éléments nutritifs sera désormais un facteur décisif. C’est la raison pour laquelle le choix du procédé de conversion ne devra pas uniquement se baser sur des critères relatifs à la gestion de l’exploitation et à l’énergie. Il faut de plus en plus considérer les procédés permettant de convertir le lisier en énergie et, en même temps, de conditionner des éléments nutritifs.

1. Einleitung

Hofdünger stellen eine Quelle zur Nutzung erneuerbarer Energie dar. Das technisch nutzbare Energiepotential der gesamthaft in der Schweiz anfallenden Hofdünger liegt bei 60 PJ [Hersener, Meier 1999]. Davon werden aktuell 0.1 PJ über die Vergärung energetisch genutzt.
Feststoffe aus der Separierung (Fest-Flüssig-Trennung) von Rohgülle können als Brennstoff in sogenannten Biomasse-Verbrennungsanlagen energetisch genutzt werden. Wichtige Fragen im Zusammenhang mit der Verbrennung von separierten Feststoffen aus Gülle konnten geklärt und die Machbarkeit der notwendigen Verfahrenstechnik nachgewiesen werden [Hersener, Bühler 1998].

In der vorliegenden Studie steht der Vergleich verschiedener Möglichkeiten zur energetischen und stofflichen Nutzung der Gülle im Vordergrund. In der Praxis bekannte Verfahren sind die Vergärung der Rohgülle zur energetischen und die Separierung zur stofflichen Nutzung. Als neue Verfahren in der Landwirtschaft sollen die Vergärung der separierten Dünngülle und die Kombination der Vergärung von Dünngülle mit der Verbrennung der Feststoffe auf ihre Machbarkeit, Wirtschaftlichkeit und Effizienz hin geprüft werden.
Die Vergärung der Dünngülle weist im Vergleich zu Rohgülle verschiedene Vorteile, wie unproblematisches Rühren, keine Deckschicht- und Sinkschichtbildung sowie stark verbessertes Fliessverhalten auf. Aufgrund der Eigenschaften der Dünngülle ist es möglich, Hochleistungsreaktoren zur Vergärung einzusetzen. Vergorene Dünngülle dürfte noch pflanzenverträglicher und noch besser in der Düngeplanung kalkulierbar sein als vergorene Rohgülle. Die Dünngüllevergärung in Kombination mit der Feststoffverbrennung nutzt den Energieinhalt der Gülle am besten.
Die Verbrennung der separierten Feststoffe zielt auf die energetische Nutzung des wenig vergärbaren Grobstoffanteils der Gülle ab. Die Vergärung der Dünngülle hingegen auf die relativ gut abbaubaren Anteile des Feinstoffanteils.

Lokale Nährstoffüberschüsse zwingen die Landwirtschaft technische Möglichkeiten zur Behandlung der Gülle zu suchen. Die Vergärung selbst führt, abgesehen von Kohlenstoff, zu keinen Nährstoffreduktionen in der Gülle. Die Separierung der Gülle erzielt eine Abtrennung von Feststoffen und Nährstoffen. Diese Nährstoffe können in Gebiete mit einem Nährstoffbedarf transportiert und als Dünger ausgebracht werden. Die Separierung trägt somit zu einer Nährstoffentlastung in tierintensiven Regionen bei und kann teilweise Mineraldünger ersetzen.

Während der Ausbringung separierter Dünngülle sind geringere Ammoniakemissionen als bei Rohgülle zu verzeichnen [Hersener, Meier, Dinkel 2002]. Als bislang wenig bekannte Einflussfaktoren konnten einerseits der Carbonatpuffer der Gülle anderseits die Grob- und Faserstoffe in der unbehandelten Gülle festgestellt werden. Beide Faktoren lassen sich mit der Kombination der Vergärung und der Separierung beeinflussen, indem bei der Vergärung der Carbonatpuffer bzw. die organische Substanz teilweise abgebaut und mit der Separierung zudem die Grob- und Faserstoffe abgetrennt werden.

2. Zielsetzung

Die Studie bezweckt die Erstellung einer Übersicht über die energetischen Nutzungsmöglichkeiten von Gülle mit Schwergewicht auf der Gewinnung von Wärme und Strom aus Biogas und von Wärme aus der Feststoffverbrennung.
Dazu wurden fünf grundsätzliche Nutzungskonzepte erarbeitet und miteinander verglichen.
Die betrachteten Nutzungskonzepte sind:

Konventionelle Gülleproduktion als Vergleichsbasis

1. Konventionelle Vergärung der Rohgülle
2. Separierung der Rohgülle und Vergärung der Dünngülle
3. Separierung der Rohgülle und Verbrennung der Feststoffe
4. Separierung der Rohgülle, Vergärung der Dünngülle und Verbrennung der Feststoffe.

Alle Varianten werden nach folgenden Kriterien verglichen:

- Stand der Technik des jeweiligen Verfahrens
- Energieinput und Energieoutput
- Energetischer Wirkungsgrad
- Investitionsbedarf und Betriebskosten
- Vor- und Nachteile
- Praktikabilität für die Landwirtschaft.

In Ergänzung zur Vergärung der Rohgülle wurde aus aktuellem Anlass in Zusammenarbeit mit dem Kanton Luzern zusätzlich die Variante der Co-Vergärung miteinbezogen. Die Ergebnisse sollen als Entscheidungshilfe zur Beurteilung verschiedener hängiger Baugesuche von entsprechenden landwirtschaftlichen Betrieben, die Co-Vergärungsanlagen betreiben möchten, dienen. Für den Kanton steht dabei die Frage der Emissionen von Ammoniak im Vordergrund.

Im Labor sollen zwei Möglichkeiten zur Vergärung separierter Dünngülle untersucht werden.
Bei den beiden Verfahren handelt es sich einerseits um den Festbettreaktor und anderseits um den Membranreaktor.

Ziele der Versuche im Labor sind:

- Vergleich von Rohgülle, Dünngülle und Feststoffen hinsichtlich Gasausbeute und Aufenthaltsdauer
- Verfahrenstechnische Beurteilung der beiden Reaktoren im Einsatz mit Gülle.

3. Material und Methoden

3.1. Vorgehen und Verfahrensauswahl

Um die verschiedenen Nutzungskonzepte A bis G auszuarbeiten, wurde ein schrittweises Vorgehen gewählt (vgl. Abbildung 1). Dabei stellt die Biomassefeuerung die Ausgangsbasis sämtlicher Berechnungsgrundlagen dar. Auch diejenigen Nutzungskonzepte ohne Biomassefeuerung sind mit denselben Güllemengen berechnet, wie diejenigen der Nutzungskonzepte mit einer Feuerung, damit die Vergleichbarkeit aller Nutzungskonzepte gewährleistet ist. Die Feuerung ist mit drei Anlagengrössen mit einer Leistung von 0.5, 0.75 und 1.5 MW_{th} ausgewählt worden. Die Betriebsdauer für die kleine Anlage beträgt 5'000 h im Jahr und für die mittlere und grosse Anlage je 4'000 und 5'000 h pro Jahr.

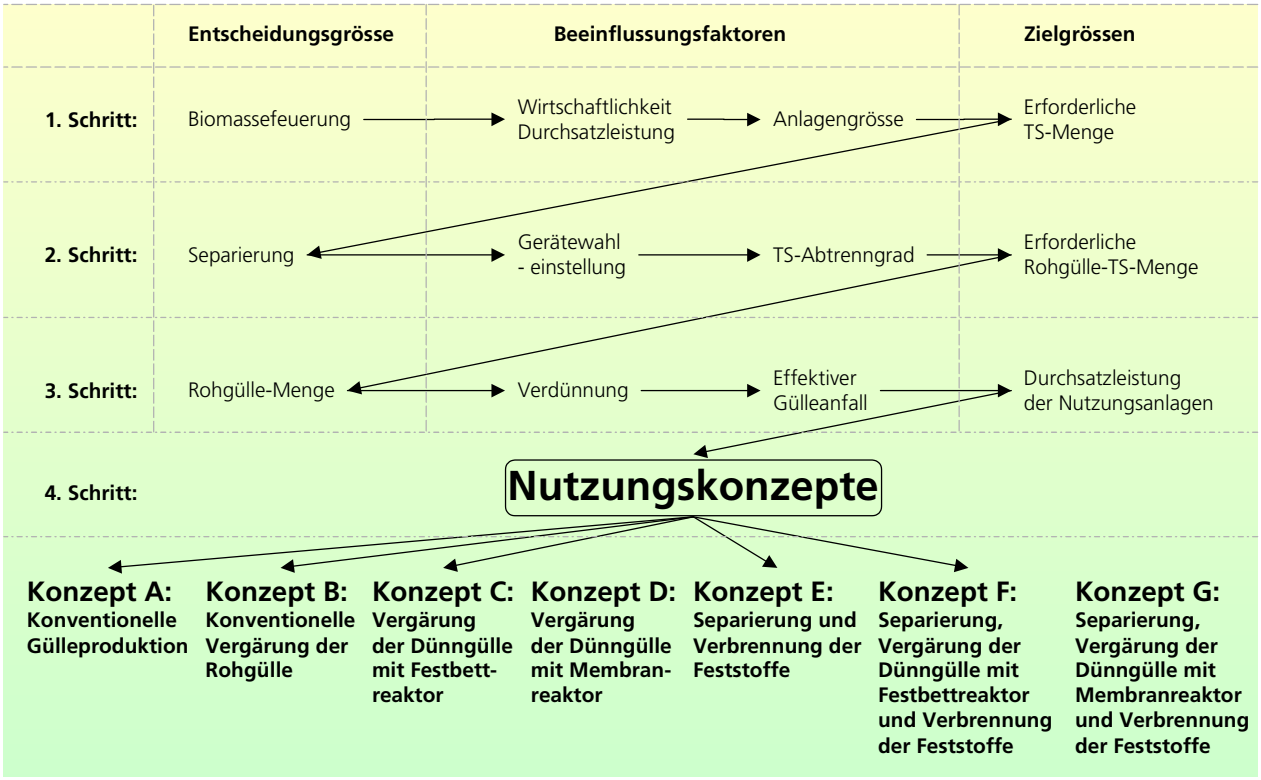


Abbildung 1: Entscheidungsfindungsprozess für die Nutzungskonzepte

Aufgrund der Biomassefeuerung, den zwei unterschiedlichen TS-Gehalten in der Rohgülle sowie den beiden verschiedenen TS-Abtrenngraden bei der Separierung ergeben sich somit insgesamt 20 Varianten je Nutzungskonzept A bis G.

Die einzelnen Nutzungskonzepte sind modular aufgebaut und lassen sich individuell kombinieren. Die Nutzungskonzepte A bis G beinhalten folgende Komponenten:

Nutzungskonzept A: Konventionelle Gülleproduktion und -verwertung

Diese Variante entspricht der normalen, nicht energetischen landwirtschaftlichen Nutzung der Gülle. Sie dient als Vergleichsbasis zu den übrigen Energienutzungsvarianten.

Nutzungskonzept B: Vergärung der Rohgülle
Hierbei handelt es sich um kontinuierlich betriebene Biogasverfahren, die unbehandelte Rohgülle vergären. Batch-betriebene Vergärungsanlagen existieren für Gülle in der Praxis nicht.

Nutzungskonzept C: Vergärung der Dünngülle im Festbettreaktor
Nach der Separierung der Rohgülle entstehen die beiden Produkte Feststoffe und Dünngülle. Die separierten Feststoffe werden in dieser Variante stofflich, aber nicht energetisch weiterverwendet, d.h. es erfolgt keine Verbrennung der Feststoffe. Die Dünngülle wird in einer zentralen Anlage mit Festbett, sogenannter Festbettreaktor, vergoren.

Nutzungskonzept D: Vergärung der Dünngülle im Membranreaktor
Ebenfalls mit einer Separierung der Rohgülle, aber im Vergleich zum Nutzungskonzept C mit einer Vergärung der Dünngülle mit einem Membranreaktor.

Nutzungskonzept E: Separierung der Rohgülle und Verbrennung der Feststoffe
Im Mittelpunkt dieser Variante steht die Verbrennung der Feststoffe. Dazu geeignet sind Anlagen mit Rostfeuerungen. Die separierte Dünngülle wird nur stofflich genutzt.

Nutzungskonzept F: Separierung, Vergärung der Dünngülle im Festbettreaktor und Verbrennung der Feststoffe
Bei dieser Variante handelt es sich um eine Kombination der Vergärung der Dünngülle mit dem Festbettreaktor und der Verbrennung der Feststoffe. Das Ziel der energetischen Nutzung steht im Vordergrund.

Nutzungskonzept G: Separierung, Vergärung der Dünngülle im Membranreaktor und Verbrennung der Feststoffe
Die Vergärung der Dünngülle erfolgt mit dem Membranreaktor. Die Feststoffe aus der Separierung werden verbrannt. Das Ziel der energetischen und der stofflichen Nutzung stehen im Vordergrund.

Für alle betrachteten Nutzungsmöglichkeiten sind die Grenzen des jeweiligen Systems festgelegt worden. Da es sich bei allen fünf gewählten Nutzungsvarianten um einen technischen, wirtschaftlichen und energetischen Vergleich handelt, wurden die Systemgrenzen entsprechend eng gesetzt. Dieser Vergleich ist somit keine Ökobilanz!
Die Systemgrenzen der Varianten beginnen beim Anfall der Gülle in das Lager, umfassen die gesamte Behandlung sowie die Ausbringung.
Nicht berücksichtigt sind vorgelagerte Bereiche, wie die Fütterung und das Haltungsverfahren bzw. das Stallsystem sowie nachgelagerte Bereiche, wie die Nutzung der Kulturen.
Sämtliche Varianten werden nach folgenden Kriterien beurteilt:

- Einsatzbereiche
- Energieinput und Energieoutput
- Investitionen und Betriebskosten
- Vor- und Nachteilen
- Praktikabilität und Umsetzungschancen für die schweizerische Landwirtschaft.

Der energetische Vergleich beinhaltet den direkten Einsatz von elektrischer Energie, Wärme und Treibstoff. Die graue Energie und die Weiterverwendung (Strom- bzw. Wärmenetz) der produzierten Energiemengen sind nicht einkalkuliert. Es handelt sich deshalb nicht um eine vollständige Energiebilanz.

Zusatzvariante: Co-Vergärung
Diese Variante umfasst zwei Praxis-Anlagen, die sich in der Weiterverwendung des vergorenen Substrats unterscheiden. Die eine Anlage stellt eine konventionelle Biogasanlage dar, bei der das vergorene Substrat vor der Ausbringung in einem Endlager zwischengelagert wird. Das Endlager ist gedeckt und verfügt über zwei Entlüftungsöffnungen.
Die andere Anlage besteht aus einer Biogasanlage und einer Nachbehandlung des vergorenen Substrats. Eine Separierung trennt dabei das Gärsubstrat in einen festen und flüssigen Teil auf. Der feste Teil wird in einer Kompostiertrommel und in einer nachfolgenden Trocknungstrommel weiterbehandelt. Als Endprodukte liegen einerseits die separierte Dünngülle und anderseits ein „Erdensubstrat“ vor.
Für das „Erdensubstrat“ ist eine Lagerung unter Dach vorhanden. Das „Erdensubstrat“ wird an Dritte zu Düngungszwecken verkauft, wobei dieser Bereich ausserhalb der betrachteten Systemgrenzen liegt. Die Dünngülle wird in einem gedeckten Endlager mit zwei Entlüftungsöffnungen vor der Ausbringung zwischengelagert.

Die beiden Co-Vergärungsvarianten werden nach folgenden Kriterien beurteilt:
- Einsatzbereiche
- Energieinput und Energieoutput
- Stoffffluss
- Investitionen und Betriebskosten
- Vor- und Nachteilen
- Praktikabilität und Umsetzungschancen für die schweizerische Landwirtschaft.

3.2. Berechnungsgrundlagen

Die für die Biomassefeuerung notwendigen Brennstoffmengen sind in Tabelle 1 erwähnt. Dabei ist zu berücksichtigen, dass die Feststoffe aus der Separierung von Gülle in Mischung mit Holzabfällen verbrannt werden. Das Mischungsverhältnis beträgt bezogen auf die TS-Menge 15 Gewichts-% Feststoffe und 85 Gewichts-% Holzabfälle [Hersener, Bühler 1998].
Der Energieinhalt pro kg TS liegt für Holz bei 18.5 MJ und für die Feststoffe bei 15.4 MJ.

Tabelle 1: Brennstoffmengen für die Biomassefeuerung

Biomassefeuerung		Brennstoff-Trockenmasse		Brennstoff-Frischmasse		Erzeugte Wärmemenge	
Leistung	Auslastung	Gesamt	Gülleanteil	Gesamt	Gülleanteil	Gesamt	Gülleanteil
MW_{th}	h/Jahr	t TS/Jahr	t TS/Jahr	t/Jahr	t/Jahr	GJ_{th}/Jahr	GJ_{th}/Jahr
0.5	5000	556	83	869	278	10000	1281
0.75	4000	667	100	1043	334	12000	1537
0.75	5000	834	125	1303	417	15000	1921
1.5	3000	1001	150	1564	500	18000	2306
1.5	5000	1668	250	2606	834	30000	3843

Die Separierung der Gülle dient zur Bereitstellung der Feststoffe für die Verbrennung. Die erforderlichen Abtrennleistungen der TS sind anhand von Analysedaten aus der Praxis berechnet. Es wurde Mischgülle mit 50 Vol.-% Rindvieh- und 50 Vol.-% Schweinegülle unterstellt, die unverdünnt einen TS-Gehalt von 7 % hat. In der Praxis wird die Gülle im Lager durch Regen- und Betriebswasser verdünnt. Für die Berechnungen wurde einerseits wenig verdünnte Gülle mit einem TS-Gehalt von 5 % und etwas stärker verdünnte Gülle mit 3 % TS in Betracht gezogen.
Da Separiergeräte unterschiedlich eingestellt und betrieben werden können, wurde ein Abtrenngrad der TS von 25 % und 40 % berechnet. Dies bedeutet, dass 25 % bzw. 40 % der TS in Form von Feststoffen aus der Rohgülle abgetrennt sind. Die restliche TS-Menge verbleibt in der Dünngülle. Die beiden gewählten Werte für die TS-Abtrennung widerspiegeln den in der Praxis am häufigsten anzutreffenden Bereich.
Die getroffenen Annahmen bezüglich TS-Gehalt der Rohgülle und TS-Abtrenngrad der Separierung führen zu den in Tabelle 2 angegebenen Rohgüllemengen.

Tabelle 2: Rohgüllemengen

		Rohgüllemengen (m^3/Jahr)			
		TS-Gehalt in der Rohgülle			
Biomassefeuerung		3%	5%	3%	5%
Leistung	Auslastung	TS-Abtrenngrad der Separierung			
MW_{th}	h/Jahr	25%	25%	40%	40%
0.5	5000	11121	6672	6950	4170
0.75	4000	13345	8007	8341	5004
0.75	5000	16681	10009	10426	6255
1.5	3000	20017	12010	12511	7506
1.5	5000	33362	20017	20851	12511

Die grossen Güllemengen, die zum Betrieb einer Biomassefeuerung notwendig sind, bedingen eine zentrale Behandlung der Gülle, was in den Nutzungskonzepten B bis G Berücksichtigung fand. Dies bedeutet, dass die Rohgülle von den Landwirtschaftsbetrieben zur Anlage hin transportiert und die behandelte Gülle wieder auf die Betriebe zurück geführt werden muss. Beim Nutzungskonzept A ohne Behandlung der Gülle wird die Gülle auf jedem einzelnen Betrieb gelagert und ausgebracht. Es fallen keine zusätzlichen Transporte an.
Die zu Grunde gelegten Transportdistanzen in Abhängigkeit der Güllemenge entsprechen bei einem Einzugsgebiet von 350 bis 1650 ha 5 bis 11 km.

Unter der Annahme, dass ein Durchschnittsbetrieb rund 30 GVE hält, fallen knapp 700 m^3 unverdünnte Gülle im Jahr an, was bei einem TS-Gehalt von 5 % eine effektive Güllemenge von rund 1‘000 m^3 im Jahr bzw. bei einem TS-Gehalt von 3 % 1'600 m^3 ergibt. Für die in Tabelle 2 angegebenen Güllemengen sind demzufolge zwischen 4 und 21 Betriebe erforderlich.
Zur Kalkulation der Betriebskosten wurden die in Tabelle 3 erwähnten Kostenansätze verwendet, die auf den Angaben der FAT basieren [Ammann 2001].

Tabelle 3 : Berechnungsgrundlagen für die Kosten

Kostenansätze	Abschreibungen %	Zinsen %	Versicherung %	Reparaturen %	Bemerkungen
Element					
Gebäude	2.5	2.9	0.2	0.4	
Einrichtungen	6.7	2.6	0.2	2.5	
Verfahren					
Separierung stationär	10.0	3.0	0.2	7.1	Einsatz einzelbetrieblich
Separierung fahrbar	10.0	3.0	0.2	7.3	Einsatz überbetrieblich
Biogasanlage	2.7	2.8	0.2	3.8	
Membrantrennung	9.3	2.8	0.2	2.3	Membranlebensdauer 2.5 Jahre
Gerät					
	Verwendung	Leistung kW	Kosten Fr./h	Verbrauch l/h	Bemerkungen
Traktor	Gülle ausbringen	50	13.80	4.5	nur variable Kosten berechnet
	Mist ausbringen	50	13.80	4.6	nur variable Kosten berechnet
	Asche ausbringen	25	18.50	3.0	Entschädigungsansatz
Vakuumfass	Gülle ausbringen		0.76		Kosten pro Fass; 5 m^3 Inhalt
Mistzetter	Mist ausbringen		17.50		Entschädigungsansatz, 4.5 - 6 t Inhalt
Düngerstreuer	Asche ausbringen		12.50		Entschädigungsansatz, 2.5 m Arbeitsbreite
Arbeitskosten			24.00		Innerhalb der Landwirtschaft
Arbeitskosten			49.00		Ausserhalb der Landwirtschaft

Sämtliche Vergärungsanlagen, sowohl die konventionellen als auch Varianten mit dem Festbett bzw. dem Membranreaktor werden zentral betrieben.
Bei den Separiergeräten ist im Bereich der Reparaturen ein unterschiedlicher Faktor in Rechnung gestellt, weil die Geräte entweder einzel- oder überbetrieblich eingesetzt werden. Im überbetrieblichen Einsatz der Separierung ist der entsprechende Investitionsbedarf in den Kostenberechnungen nicht ausgewiesen, sondern nur die effektiven Betriebskosten.
Für die Membrantrennung wird eine Lebensdauer der Membran von 2.5 Jahren angenommen.
Generell sind alle Kosten für Maschinen und Geräte bei überbetrieblichem Einsatz mit dem entsprechenden Entschädigungsansatz berechnet. Bei einzelbetrieblichem Einsatz der Maschinen und Geräte hingegen wurden nur jeweils die variablen Kosten eingesetzt. Im Fall der einzelbetrieblichen Gülleausbringung wird zusätzlich Fr. 1‘845.- pro Fass und Betrieb als Fixkostenanteil einkalkuliert.
Grundsätzlich werden bei allen Varianten sowohl elektrische Energie als auch Energie in Form von Diesel benötigt. Hinzu kommt Wärmeenergie bei den Varianten mit einer Vergärungsstufe zur Substrataufheizung einerseits und zum Ausgleichen der Wärmeverluste des

Fermenters andererseits. Für die in den entsprechenden Nutzungsvarianten eingesetzten Energieumwandlungsaggregate sind die in Abbildung 2 dargestellten Wirkungsgrade zu Grunde gelegt.

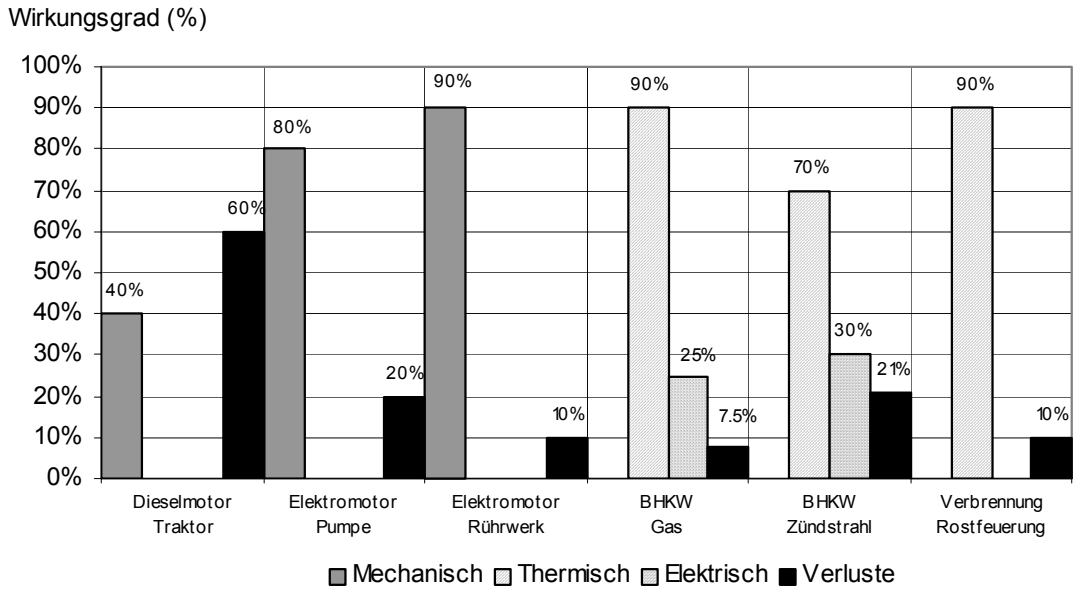


Abbildung 2: Energetische Wirkungsgrade verschiedener Aggregate

In der Praxis erfolgt die Lagerung der Gülle in geschlossenen oder offenen Gruben, weshalb zwei unterschiedliche TS-Gehalte der Rohgülle (3 und 5 %) berechnet wurden. Die unverdünnte Rohgülle, die mengenmässig zur Hälfte von Rindvieh und Schweinen stammt, weist einen TS-Gehalt von 7 % auf. Die TS-Mengen sind in Tabelle 4 erwähnt.

Tabelle 4: TS-Mengen

		TS-Mengen (t/Jahr)			
		TS-Gehalt in der Rohgülle			
Biomassefeuerung		3%	5%	3%	5%
Leistung	Auslastung	TS-Abtrenngrad der Separierung			
MW_{th}	h/Jahr	25%	25%	40%	40%
0.5	5000	334	334	209	209
0.75	4000	400	400	250	250
0.75	5000	500	500	313	313
1.5	3000	601	601	375	375
1.5	5000	1001	1001	626	626

Ein TS-Gehalt von 3 % der gelagerten Gülle entspricht einer Gülle, bei der alles Betriebsabwasser (Platz- und Waschwasser sowie Hausabwasser) in den Lagerbehälter gelangt. Die Verdünnung beträgt somit 1 : 1.3 (Teile Gülle zu Teile Wasser). Diese relativ hohe Verdünnung entspricht der praxisüblichen Güllebewirtschaftung.
Ein TS-Gehalt der gelagerten Gülle von 5 % kann nur erreicht werden, wenn wenig zusätzliches Wasser in die Güllegrube gelangt. Die entsprechende Verdünnung liegt bei 1 : 0.4.

3.3. Laborversuche

3.2.1. Versuchsaufbau

Für die Laborversuche wurden zwei einstufige Reaktoren aus DURAN ®-Glas mit einem Volumen von 1.25 l aufgebaut. Mit Hilfe eines Doppelmantels und eines Thermostaten konnte die Temperatur bei 37°C, dem Optimum für mesophile Bakterien, gehalten werden. Die Umwälzung erfolgte über eine Schlauchpumpe bzw. einen Magnetrührer. Die Reaktoröffnung war mit einem vierhalsigen Planflanschdeckel verschlossen. Über einen gasdichten Schlauch, der mit einer Gasauffangvorrichtung, die nach dem Volumenverdrängungsprinzip funktionierte, verbunden war, konnte die entstehende Gasmenge quantifiziert werden.
Bei dem Membranreaktor wurde der Ablauf über eine Keramikmembran mit einem Porendurchmesser von 0,2 µm und einer Membranfläche von 370 cm^2 sterilfiltriert, so dass die Biomasse vollständig im System zurückgehalten wurde.
Der Festbettreaktor enthielt lose aufgeschüttete Füllkörper aus Polypropylen, die aufgrund ihrer großen Oberfläche als Bewuchsträger für die Mikroorganismen dienten. Die nachfolgende Abbildung 3 zeigt die beiden Reaktoren mit Membranfiltrationseinheit inkl. Pumpe (blau), Manometer und Pumpensteuerung (grün).

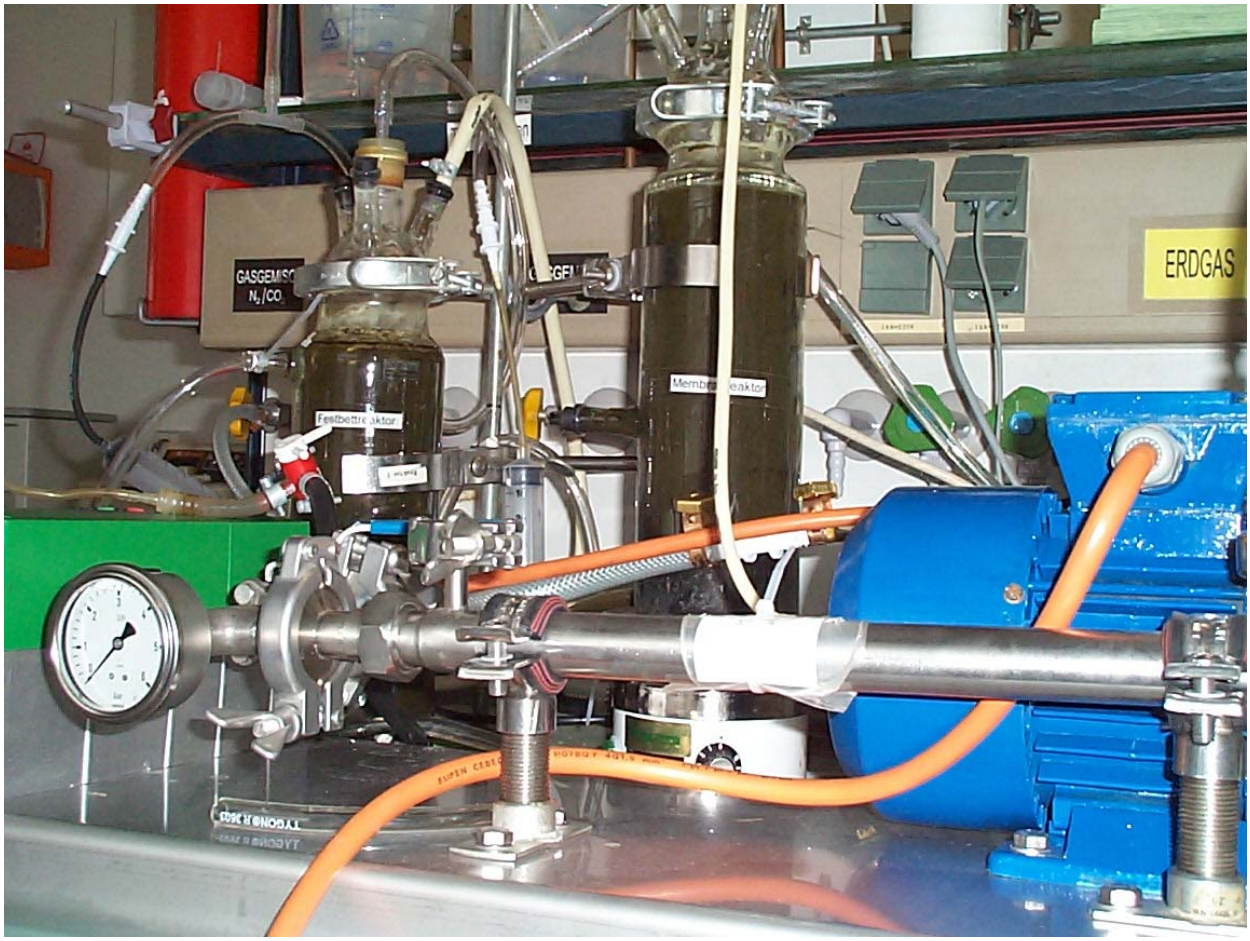


Abbildung 3: Laborreaktoren. Im Hintergrund links der Festbettreaktor, rechts der Membranreaktor. Im Vordergrund die Membrananlage.

3.2.2. Versuchsdurchführung

3.2.2.1. Substrat

Die für die Versuche eingesetzte Gülle bestand aus einem Gemisch aus etwa 50 % Rinder- und 50 % Schweinegülle und wurde auf einem Praxisbetrieb gezogen.
Untersucht wurden Rohgülle, separierte Dünngülle sowie der abgetrennte Feststoff.
Für den kontinuierlichen Betrieb fand nur separierte Dünngülle Verwendung.
Bei Rohgülle, separierter Dünngülle und separiertem Feststoff wurde jeweils im Batch-Versuch die maximale Gasmenge ermittelt.

3.2.2.2. Inbetriebnahme

Festbettreaktor und Membranreaktor wurden mit jeweils 1 l separierter Gülle, 0, 1 l Leitungswasser und 0,15 l Faulschlamm befüllt, temperiert und kontinuierlich gerührt bzw. umgepumpt.

3.2.2.3. Kontinuierlicher Betrieb

Nach Ablauf von 4 Wochen wurde mit der Zudosierung von Dünngülle in die beiden Reaktoren begonnen. In der ersten Woche wurde jeden zweiten Arbeitstag 100 ml Gülle zugegeben. Wird das Wochenende mit berücksichtigt, an dem keine Dosierung erfolgte, entspricht dies einer Verweilzeit von 29 Tagen. In den darauffolgenden Wochen wurde die Verweilzeit kontinuierlich von 17.5 über 9.5 auf 6 Tage verringert.

3.2.2.4. Batch-Ansatz

Für die Bestimmung des maximal erzielbaren Gasertrags wurden definierte Mengen von Rohgülle und separierter Gülle sowie Feststoff mit adaptiertem Schlamm versetzt, auf 37°C temperiert und das entstandene Gas quantifiziert. Sobald sich kein Gas mehr entwickelte, wurde neues Substrat zugegeben. Nach 4 Zugaben wurde aus den jeweiligen Gaserträgen der Mittelwert gebildet.

3.2.3. Analytik

Für die Analytik wurden die gängigen DIN-Methoden eingesetzt. Verwendet wurde die Technik der UV-VIS-Spektroskopie für die Bestimmung des chemischen Sauerstoffbedarfes (CSB), Ammonium und Phosphat. Die Konzentration an Fettsäuren wurde über Gaschromatographie ermittelt. Die Kohlendioxid- sowie die Schwefelwasserstoffkonzentration im Biogas wurden mit Dräger-Gasröhrchen bestimmt.

4. Beschreibung der gewählten Energieumwandlungsverfahren

4.1. Verfahrensprozesse

4.1.1. Vergärung

Der organische Anteil der Gülle lässt sich teilweise unter Sauerstoff- und Lichtabschluss durch Vergärung abbauen. Der Abbauprozess erfolgt mehrstufig und wird von einer Vielzahl von Faktoren beeinflusst (vgl. dazu [Wellinger et al. 1991; Schulz 1996]).

Für die Vergärung von Gülle existieren grundsätzlich drei verschiedene Verfahren, das Durchflussverfahren, das Speicherverfahren und das Durchfluss-Speicherverfahren. Die meisten Praxisanlagen werden nach dem Durchflussprinzip betrieben. Entweder als reine Durchfluss-Anlagen oder in Kombination mit dem Speicherverfahren [Schulz 1996].
Neben den erwähnten Verfahren gibt es das Batch-Verfahren und das Wechselbehälter-Verfahren. Beide Verfahren sind in der Praxis wenig verbreitet.

Die wichtigsten Elemente einer Biogasanlage sind:
- Vorgrube mit Rührwerk und allfälliger Zerkleinerung
- Fermenter (Faulraum), isoliert, gasdicht mit Rührwerk und Heizung
- Endlager, in der Regel nicht als Nachgärlager (gasdicht) konzipiert (kann eine bestehende Grube sein)
- Gasspeicherung entweder in Fermenter integriert oder freistehend
- Gasreinigung (Entschwefelung, Kondensatwasserabscheidung)
- Gasverwertung, Blockheizkraftwerk (BHKW als Gas- oder Zündstrahlmotoren)
- Heizungsinstallationen (Heizkessel, Warmwasserspeicher usw.)
- Sicherheitsinstallationen (Überdruck- u. Unterdrucksicherung usw.)

Tabelle 5: Gasausbeuten verschiedener Gülle nach Literaturangaben

Rind l/kg OS	Autor	Kühe l/kg OS	Autor	Schwein l/kg OS	Autor	Misch l/kg OS	Autor
350	Baserga 1998	260	Baserga 1996	400	Baserga 1999	365	Edelmann 2001
400	Baserga 2000	210	Wellinger 1991	450	Baserga 2001	375	Baserga 1998
360	Baserga 1996			440	Baserga 1996	425	Baserga 2000
350	Wellinger 1992			430	Wellinger 1993	350	Baserga 1996
176 - 520	Schulz 1996			220 - 637	Schulz 1996	320	Wellinger 1991
270	Edelmann 2001			460	Edelmann 2001	490	Schulz 1996

Die Gasausbeuten (Tabelle 5) variieren teilweise stark, was auf die Vielzahl der Einflussfaktoren, wie beispielsweise Haltungssystem, Fütterung, Tierart und –alter zurückzuführen ist. Generell erzielt Schweinegülle höhere Gasausbeuten als Rindergülle.

Einige Vorteile und Nachteile der Vergärung im Vergleich zur Produktion von Gülle ohne Behandlung zeigt Tabelle 6.
Grundsätzlich bietet die Vergärung der Rohgülle die Möglichkeit einer Energiegewinnung und fürht zusätzlich zu einer Verbesserung der Düngeeigenschaften.

Tabelle 6: Einige Vor- und Nachteile der Vergärung

Vorteile	Nachteile
Energiegewinnung	Kosten einer Biogasanlage
Verbesserte Homogenität	Potential von NH_3-Emissionen während der Lagerung und Ausbringung grösser
Geruchsabbau	
Geringere Ätzwirkung	Teilweise geringe Gasausbeuten
Erhöhte Nährstoffwirkung	Lange Aufenthaltsdauer erfordert grosse Fermenter

4.1.2. Co-Vergärung

Die Vergärung von geeigneten Abfällen mit Gülle soll die Wirtschaftlichkeit der Biogasanlage verbessern. Grundsätzlich sind Co-Substrate interessant, wenn Abfallgebühren eingefordert werden können und/oder wenn der Gasertrag des Substrates hoch ist.
Aus Abbildung 4 [nach Schattner 2001] wird ersichtlich, dass Stoffe mit hohem Proteingehalt und solche mit hohem Fettanteil bezüglich Gasertrag, Methangehalt und daraus folgendem hohem Heizwert ideal geeignete Substrate darstellen. Zum Vergleich erzielt Gülle zwischen 400 bis 450 l Biogas pro kg OTS mit einem Methangehalt von rund 60 %.

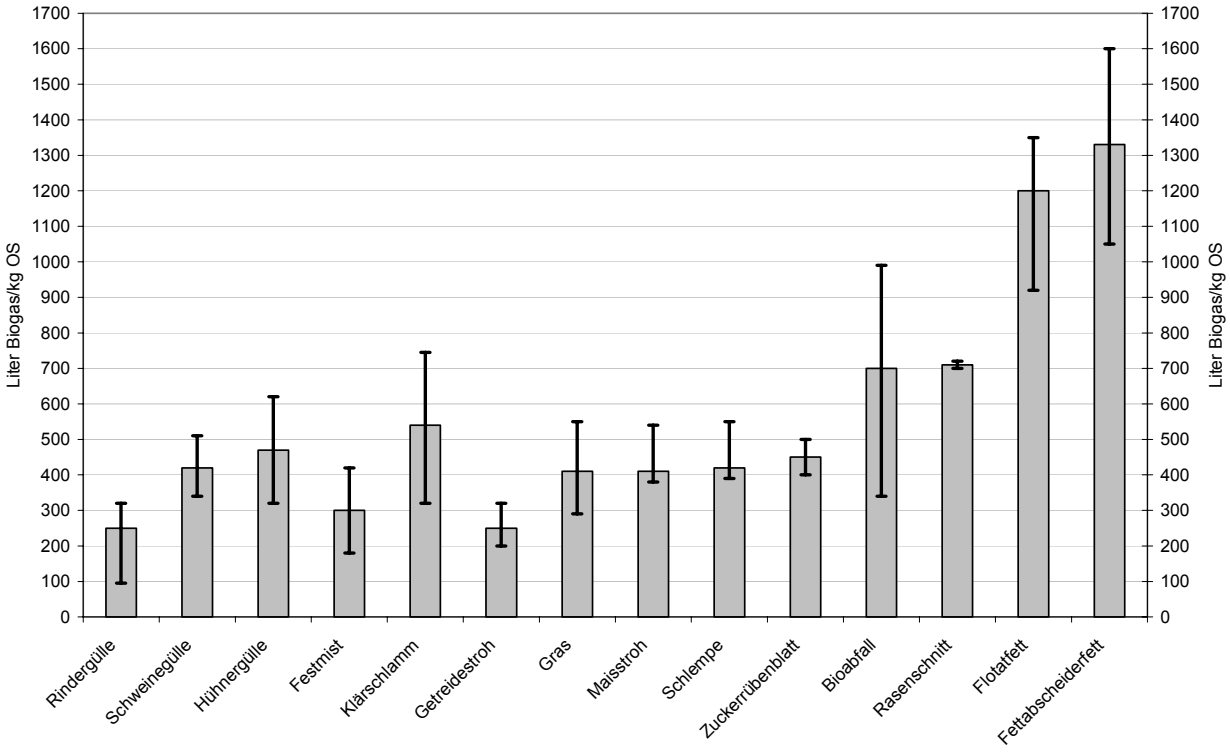


Abbildung 4: Gaserträge verschiedener Substrate

Teilweise liegt der Gesamtstickstoffgehalt in den zur Vergärung geeigneten Abfällen höher als bei Gülle. Gerade protein- bzw. fetthaltige Substrate sind mikrobiell instabil. Weil beim anaeroben Abbauprozess das Ammonium nur wenig mikrobiell gebunden wird, könnte der zusätzliche über Co-Substrate zugeführte Stickstoff einerseits zu Hemmungen in der Biologie als auch zu höheren Ammoniakemissionen bei der Ausbringung im Vergleich zur Vergärung von Gülle ohne Co-Substrate führen.

Zur Vermeidung betriebstechnischer Probleme müssen Co-Vergärungsanlagen im Bereich der Substrataufbereitung und der Beschickung mit entsprechenden Massnahmen betrieben werden. Diese umfassen die visuelle Kontrolle des angelieferten Materials auf Fremdstoffe sowie die Zerkleinerung. Die Einhaltung stabiler Prozessbedingungen erfordert ein mehrmaliges Beschicken der Anlage sowie ein betriebssicheres Rühren des Fermenterinhalts [Baserga, 1998].
Co-Substrate müssen nach ihrer seuchenhygienischen Klassifizierung entsprechend behandelt werden. Als seuchenhygienisch unproblematisch gelten Abfälle aus der Agroindustrie und dem Pflanzenbau. Abfälle aus dem Schlachthof oder den Kommunen sind hingegen zum Teil seuchenhygienisch bedenklich. Unter mesophilen Temperaturbedingungen ist eine Entseuchung über die Erhitzung des Risikomaterials vor der Vergärung erforderlich [Baserga, 2000].
Flüssig angelieferte Co-Substrate werden in der Regel in einer Vorgrube zwischengelagert bzw. mit Gülle gemischt und gelagert. Je nach Anlieferbedingungen ist der Inhalt der Vorgrube entsprechend zu dimensionieren. Bei der Lagerung und Behandlung der Co-Substrate sind mögliche Geruchsemissionen zu verhindern.

Landwirtschaftsbetriebe, die Co-Vergärung betreiben, müssen speziell auf ihren betrieblichen Nährstoffhaushalt Rücksicht nehmen. Falls durch die Zugabe an Co-Substraten das Nährstoffangebot die Nachfrage übersteigt, muss eine Lösung in Form von Abnahmeverträgen oder in Form einer Aufbereitung des vergorenen Substrats gefunden werden.
Eine Behandlung besteht in der Regel aus einer Separierung. Zur Weiterbehandlung des Feststoffes kommen die Kompostierung und/oder die Trocknung sowie die Verbrennung in Betracht.
Die Vor- und Nachteile der Co-Vergärung im Vergleich zur konventionellen Vergärung von Gülle zeigt Tabelle 7. Im Wesentlichen hat die Co-Vergärung eine Steigerung der Wirtschaftlichkeit zur Folge.

Tabelle 7: Vor- und Nachteile der Co-Vergärung im Vergleich zur Vergärung von Gülle

Vorteile	Nachteile
Verbesserte Anlagenwirtschaftlichkeit Erhöhte Gasproduktion Einnahmen aus Entsorgungsgebühren	Aufwand bei Anlieferung & Kontrolle des Co-Substrates Notwendige Vorbehandlung Mögliche Geruchsemissionen (v.a. bei der Anlieferung) Vorsichtsmassnahmen bei der Hygiene Prozessstabilität

4.1.3. Vergärung der Dünngülle nach Fest-Flüssig-Trennung

Hochleistungsbioreaktoren zur Gewinnung von Biogas erfordern eine Vorbehandlung der Gülle in Form einer Separierung. Eine Auswahl von Reaktorsystemen zeigt Abbildung 5 [nach Saake 1986].

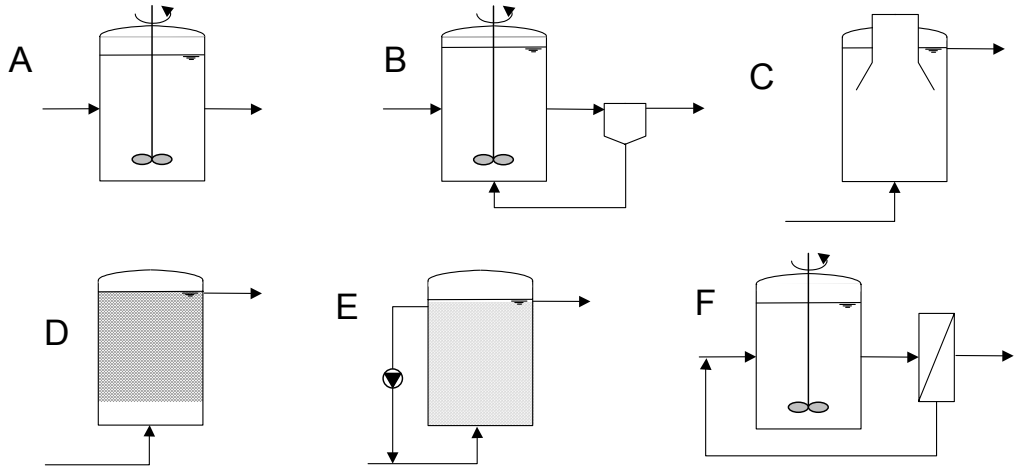


Abbildung 5: Reaktorsysteme zur Biomasseanreicherung

System A stellt das Rührkesselsystem dar, das einstufig und kontinuierlich betrieben wird. Dieses System ist speziell für Substrate mit hohen Feststoffkonzentrationen geeignet. Reaktor B, Kontaktreaktor oder anaerobes Belebungsverfahren genannt, weist eine nachgeschaltete Biomassetrennung und -rückführung auf. Je nach Abwasser ist eine vorgängige Separierung notwendig (nicht eingezeichnet). System C zeigt einen Up-Flow-Reaktor, der eine einfache Anlagentechnik aufweist. Es werden im Reaktorraum sogenannte Granules oder Schlamm-Pellets gebildet, die zur Biomasseanreicherung sowie –rückhaltung dienen. Festbett- und Filterreaktoren (D) verfügen über entsprechende Einbauten auf denen sich die Mikroorganismen ansiedeln und dadurch im Fermenter verbleiben. Bei Schwebe- und Wirbelbettreaktoren (E) erfolgt der Aufwuchs der Bakterien auf mobilen Trägern. Eine nachgeschaltete Membranstufe trennt beim System F die Biomasse vollständig ab und führt sie zurück in den Fermenter. Das System wird als Membranreaktor oder auch als Membranbioreaktor bezeichnet.

Die beiden Verfahren Festbettreaktor und Membranreaktor wurden aufgrund der vorhandenen Erfahrungen und der in der Literatur beschriebenen Versuchserkenntnisse gewählt. Weitere Kriterien, wie die Reduzierung des Faulraumvolumens und die Möglichkeit der Nährstoffabtrennung, spielen eine wesentliche Rolle. Beim Festbettreaktor erfolgt die Abtrennung von Nährstoffen mittels Separierung und beim Membranreaktor zusätzlich über die Membranstufe.

Ein weiterer Grund für die Auswahl der Verfahren stellt der Faser- und Grobstoffanteil in der Gülle dar. Diese Fraktionen bereiten gerade in nachfolgenden Verfahrensprozessen teilweise grosse Schwierigkeiten in den Bereichen Rühren und Fördern. Zudem wird angenommen, dass die Feststoffe relativ wenig Gas geben und deshalb nicht entscheidend zur Gasproduktion beitragen.

In Laborversuchen konnte [Kolisch 1994] nachweisen, dass bei der Vergärung von Schweinerohgülle im Vergleich zu Schweinedünngülle nach einer Separierung der Feststoffanteil nur im geringem Umfang anaerob abgebaut wird. Hingegen wird die in der Dünngülle vorrangig in gelöster Form vorliegende organische Substanz abgebaut.

4.1.4. Separierung der Rohgülle

Die Abtrennung von Grob- und Faserstoffen ist Bedingung sowohl für den Betrieb eines Festbett- als auch Membranreaktors.

Grundsätzlich ist die Separierung von Gülle eine Technik zur Verbesserung der Gülleeigenschaften. Durch Abtrennen der Feststoffe aus Gülle liegt eine Dünngülle vor, die homogen und dünnflüssig ist. Verschiedene Untersuchungen sowie Praxiserfahrungen zeigen, dass die separat gelagerte Dünngülle bei der Ausbringung nicht gerührt werden muss, da die Dünngülle keine Schwimmdecken und praktisch keine Sinkschichten während der Lagerung bildet. Nach der Ausbringung fliesst die Dünngülle von Blattoberflächen ab und dringt schneller in den Boden ein als Rohgülle [Dosch 1996].

Aus der Partikelverteilung geht hervor, dass mittels der Separierung vor allem die groben Festpartikel grösser als 300 Micron (0.3 mm) abgetrennt werden [Hepherd 1975]. Diese Grobpartikel sind im wesentlichen für das schlechte Infiltrationsvermögen der Gülle nach der Ausbringung verantwortlich.
[Amon 1995] befasste sich mit der Separierung und verglich die Stickstoffverluste feststoffreicher mit feststoffreduzierter Dünngülle.

Tabelle 8: Vergleich der Stickstoffverluste unterschiedlich behandelter Gülle

Bereich	Feststoffreiche Gülle	Feststoffreduzierte Gülle
Stall	2 – 7 %	2 – 7 %
Lagerung	34 %	29 %
Während Ausbringung	0.1 – 5 %	0.1 – 5 %
Nach Ausbringung	40 – 55 %	22 – 30 %
Boden (Immobilisation)	24 %	16 %

nach [Amon 1995]

Um die gleichen Minderungseffekte betreffend Ammoniakverlusten von einem Drittel wie es die Separierung erzielt, erreichen zu können, müsste der Rohgülle drei Teile Wasser zu einem Teil Gülle zugegeben werden. Durch die Feststoffabtrennung lassen sich vergleichbare Reduzierungsgrade für die TS und den Kohlenstoff wie mit Biogasanlagen erreichen. Dies vermindert die Intensität mikrobieller Abbauvorgänge während der Lagerung der Dünngülle. Eine Verminderung des Kohlenstoffs um bis zu 60 % kann erzielt werden. Nach der Ausbringung ist das Stickstoff-Immobilisationspotential geringer und die Stickstoffverfügbarkeit für die Pflanzen generell verbessert.

In der landwirtschaftlichen Praxis sind Siebverfahren am meisten verbreitet.

4.1.5. Membrantrennung

Die Membrantrennung ist ein Trennverfahren, das gelöste Stoffe bis hin zu Elektrolyten aus wässrigen Lösungen abtrennt. Der Volumenstrom wird dabei in einen mit gelösten Stoffen angereicherten und einen an gelösten Stoffen verarmten Strom aufgeteilt. Aufgrund unterschiedlicher Membranen können die in Abbildung 6 gezeigten Trennbereiche definiert werden.
In der Abwasserreinigung kommen Membranverfahren vermehrt zum Einsatz, bei denen konventionelle Verfahren zu wenig leistungsfähig sind. Da bei der Membrantrennung keine chemische und thermische Veränderung der Abwasserinhaltsstoffe erfolgt, eigen sich diese Verfahren vor allem für die Rückgewinnung von Inhaltsstoffen.
Alle Membrantrennverfahren benötigen zur Gewährleistung der Betriebssicherheit eine vorgängige Behandlung des Abwassers. Im einfachsten Fall reicht eine Filtration aus.
Im Einsatz mit Gülle konnten sowohl die Betriebssicherheit als auch die Leistungsfähigkeit bezüglich der Nährstoffabtrennung nachgewiesen werden [Meier, Hartmann, 1995]. Mehrere Anlagen stehen in der Praxis in Betrieb.
Die Kombination der Membrantrenntechnik mit biologischen Verfahrensprozessen, wie beispielsweise der Vergärung werden seit einigen Jahren vermehrt untersucht. Als interessante Variante wird die Ultrafiltration zur Rückhaltung der Biomasse und deren Rückführung in den Fermenter angesehen.
Die Ultrafiltration erlaubt die Abtrennung der gesamten organischen Stoffe, was dazu führt, dass ein praktisch vollständiger Abbau dieser Stoffe erfolgt. Der Abbaugrad, der bei konventionellen Fermenten bei rund 45 % liegt, kann dadurch beinahe verdoppelt werden [Ackermann, 2000].

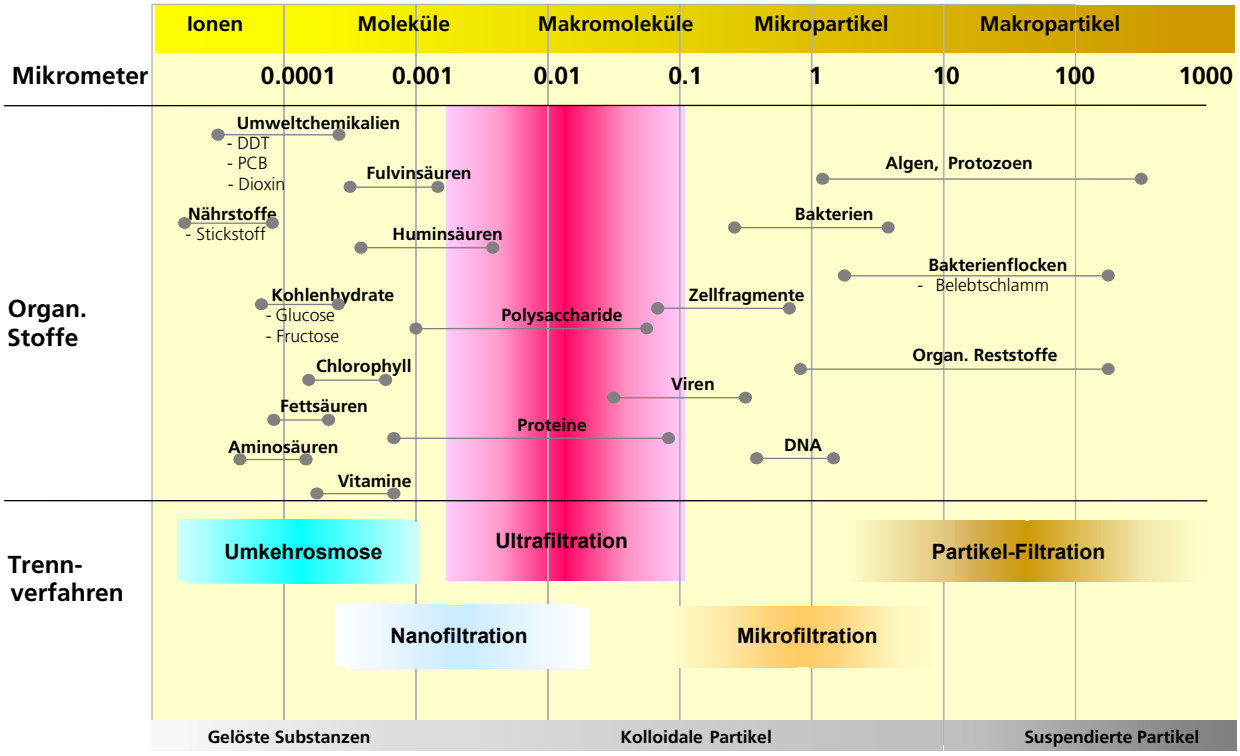


Abbildung 6: Einsatzbereiche der Membrantrennverfahren

4.1.6. Biomassefeuerung

Neben Holz stellt die landwirtschaftliche Biomasse ein erhebliches Potential von 20 bis 32 PJ dar [Hersener, Meier 1999], das sich jedoch aufgrund der gegenüber Holz schwierigeren Verbrennungseigenschaften, thermisch nur in spezialisierten Feuerungsanlagen nutzen lässt. Um einerseits die Emissionen so gering wie möglich zu halten und andererseits einen hohen energetischen Wirkungsgrad zu erreichen, müssen solche Anlagen folgenden Anforderungen genügen [Hersener, Nussbaumer und Dinkel, 1998]:

- Gleichmässige Beschickung des Brennstoffs ohne Rückbrandgefahr
- Homogenes Brennstoffbett auf dem Rost mit geringer Schichtdicke (einige cm)
- Gleichmässige Luftverteilung im Brennstoffbett
- Die Versinterungen müssen vom Bewegtrost erfasst und aus dem Brennraum herausgefördert werden. Dazu dürfen sie eine kritische Grösse nicht überschreiten.

Aus verschiedenen Verbrennungversuchen [Hersener, Bühler, 1998; Nussbaumer et al., 1997 und Hersener, Bühler, 2002] in den vergangenen Jahren konnte abgeleitet werden, dass die Anforderungen durch folgende konstruktiven Massnahmen erreicht werden können:

- Treppenrostfeuerung mit mindestens 500 kW_{th} Leistung
- Rost und Brennraumwände wassergekühlt
- Kesselzüge mit Turbulatoren und ggf. Druckluftabreinigung gegen Ablagerungen
- Elektrofilter zur Minimierung der Staubemissionen

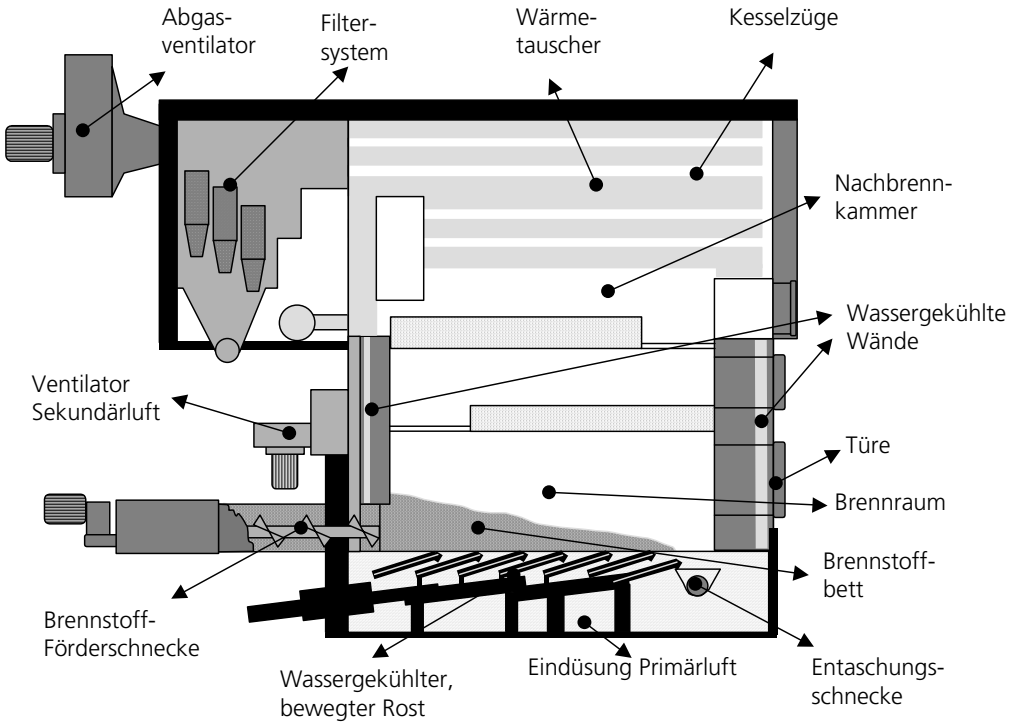


Abbildung 7: Skizze einer Biomassefeuerung

Eine mögliche Konstruktion wird schematisch in Abbildung 7 widergeben. Eine Anlage, welche den oben beschrieben Anforderungen entspricht wurde in den ersten Monaten 2002 im belgischen Gembloux bei der landwirtschaftlichen Versuchsanstalt CRA in Betrieb genom-

men. Erste durchgeführte Verbrennungsversuche im Rahmen des Projektes „Energetische Nutzung von Biomasse“ [Hersener, Bühler, 2002] bestätigten, dass eine Anlage mit den oben beschriebenen konstruktiven Massnahmen für die Verbrennung von schwierigen Brennstoffsortimenten geeignet ist. Abbildung 8 zeigt die Vynnke-Anlage der CRA in Gembloux als Gesamtansicht. Diese Feuerung verfügt über einen gekühlten Treppenrost und wassergekühlte Wände.

Neben den oben beschriebenen konstruktiven Anpassungen, muss eine solche Biomasseverbrennungsanlage auch über eine sehr gute Regelungstechnik und eine schnell reagierende Luftführung verfügen, um die als schwierig geltenden Brennstoffe unterschiedlicher Feuchtegrade und mit stark variierenden Abbrandeigenschaften thermisch optimal nutzen zu können. Der Einstellung und Abstimmung der Regeltechnik kommt deswegen eine besonders hohe Bedeutung zu.

Da bis heute die Luftreinhalteverordnung keine spezifische Regelung für diese Brennstoffe kennt, sollen die Abgaswerte von noch zu erstellenden Pilotanlagen Aufschluss geben, welche Grenzwerte hier festzulegen sind.

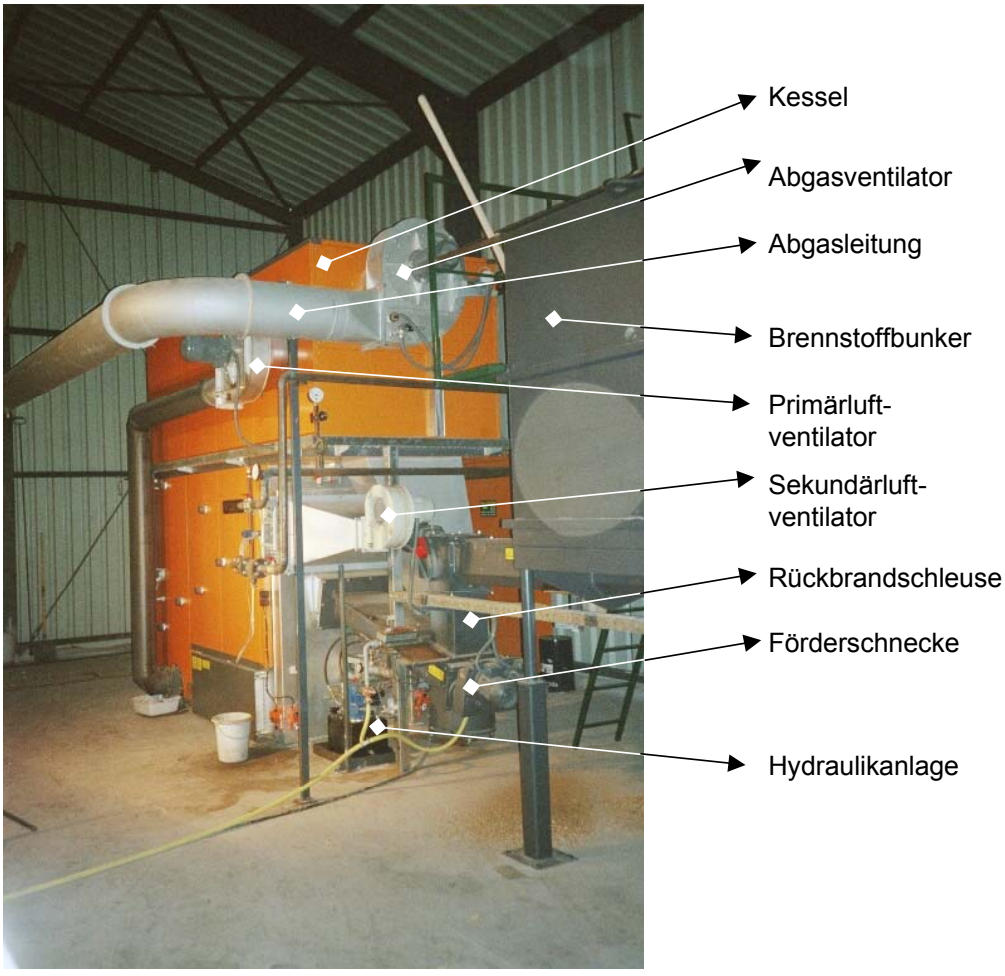


Abbildung 8: Feuerungsanlage für schwierige Biomassesortimente in Gembloux, Belgien. Im Vordergrund rechts der Brennstoffbunker, anschliessend die Feuerungsanlage.

4.2. Beschreibung der Nutzungskonzepte

Im Folgenden werden die einzelnen Nutzungskonzepte schematisch aufgezeichnet und erläutert. Die insgesamt 7 Nutzungskonzepte, A bis G, sind jeweils in 5 Varianten, basierend auf der Biomassefeuerungsanlage, unterteilt (siehe Kapitel 3.1.).
Die Nutzungskonzepte mit einer energetischen Nutzung der Gülle basieren, ausser das Konzept E, auf zentralbetriebenen Anlagen, die mit Gülle von mehreren Betrieben beliefert wird. Bei allen Konzepten wird eine regionale Lösung zur Güllebehandlung angenommen, da einzelbetriebliche Anlagen wegen der zu geringen Güllemenge nicht wirtschaftlich betrieben werden können (vgl. Kapitel 5.2.).

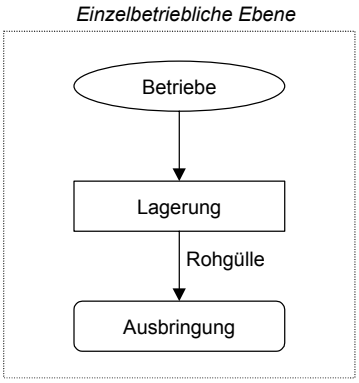


Abbildung 9: Schema der Rohgülleproduktion (Nutzungskonzept A)

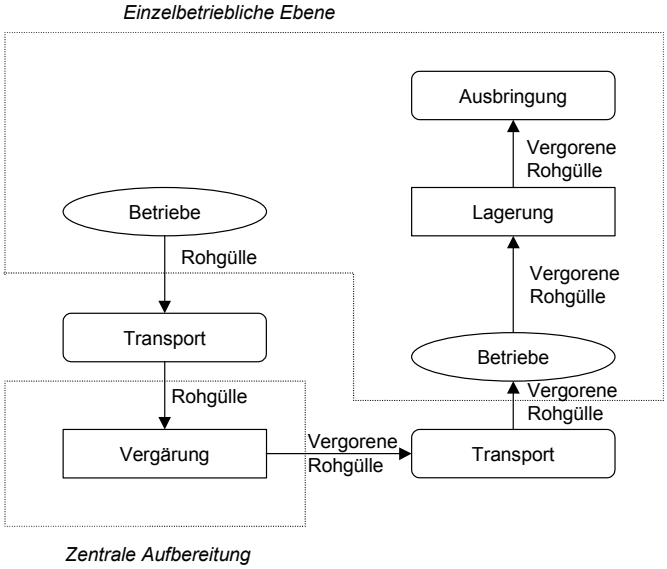


Abbildung 10: Schema der Rohgüllevergärung (Nutzungskonzept B)

Das Nutzungskonzept A dient als Vergleichsbasis ohne energetische Nutzung der Gülle, wobei die gleichen Güllemengen wie bei den übrigen Konzepten berechnet sind.
Die konventionelle Rohgülleproduktion (Nutzungskonzept A) beinhaltet die Lagerung und Ausbringung der auf den Betrieben anfallenden Gülle (Abbildung 9).

In einer zentralen Biogasanlage wird beim Nutzungskonzept B die angelieferte Rohgülle vergoren und anschliessend die vergorene Gülle auf die Betriebe zurückgeführt (Abbildung 10).

Die Vergärung der separierten Dünngülle erfolgt beim Nutzungskonzept C in einem Festbettreaktor. Die vergorene Dünngülle wird nach der Vergärung auf die Betriebe zurückgeführt (Abbildung 11). Die Feststoffe werden auf anderen Betrieben oder ausserhalb der Region als Dünger weiterverwendet.

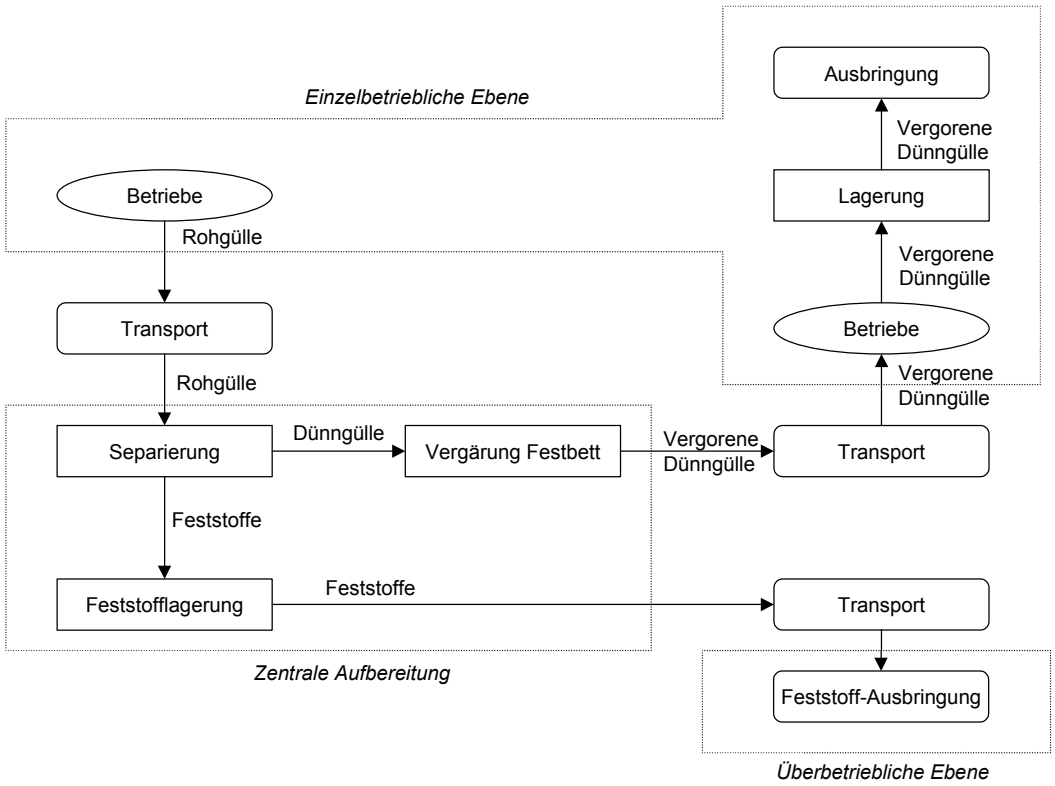


Abbildung 11: Schema der Dünngüllevergärung im Festbettreaktor (Nutzungskonzept C)

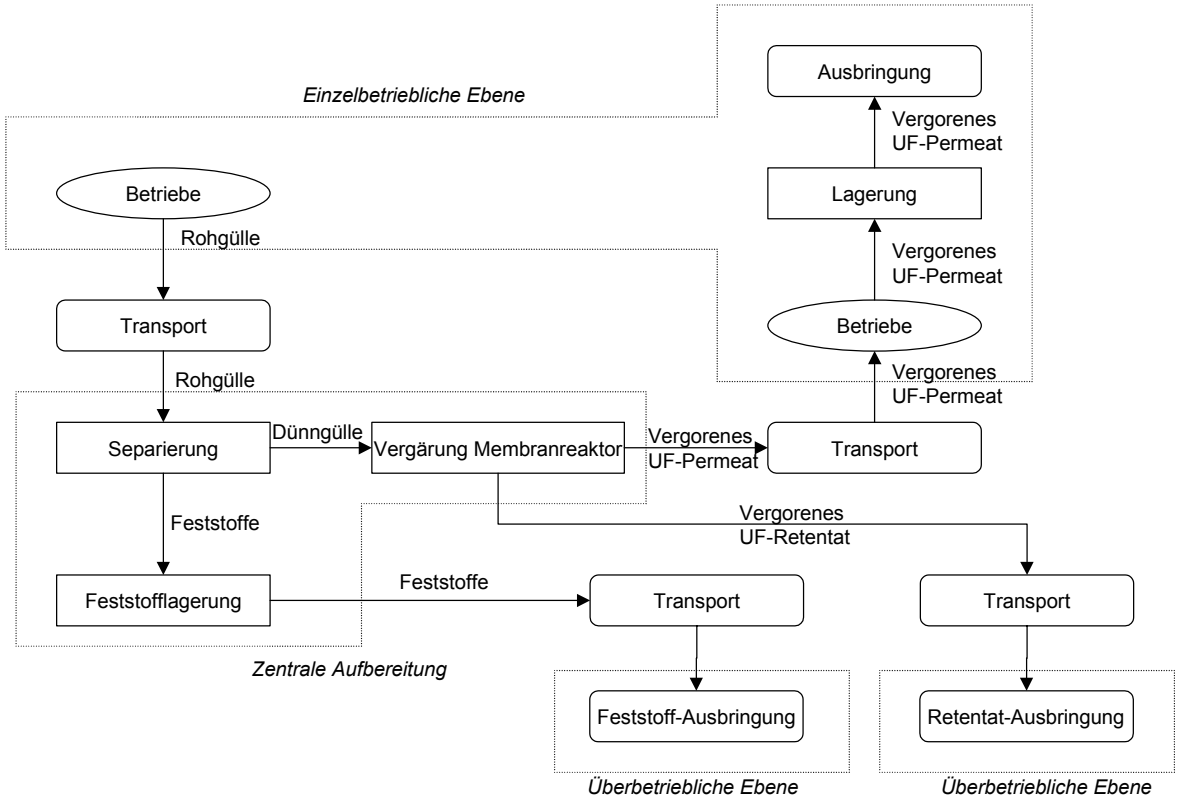


Abbildung 12: Schema der Dünngüllevergärung im Membranreaktor (Nutzungskonzept D)

Die Vergärung der Dünngülle im Nutzungskonzept D (Abbildung 12) verläuft in einem Membranreaktor mit nachgeschalteter Ultrafiltration (UF). Das Permeat, die Flüssigkeit nach Passieren der Membran, wird auf die Betriebe zurück transportiert. Die Feststoffe aus der Separierung sowie die konzentrierte Phase aus der UF, das Retentat, werden auf anderen Betrieben oder ausserhalb der Region als Dünger weiterverwendet.

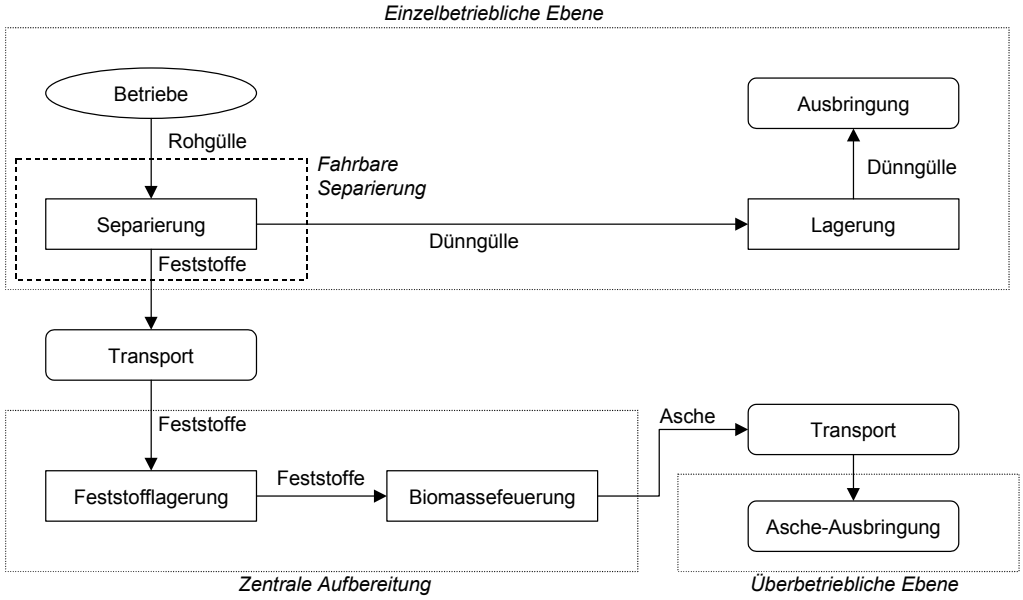


Abbildung 13: Schema der Separierung und Feststoff-Feuerung (Nutzungskonzept E)

Mit einer fahrbaren Separieranlage wird im Nutzungskonzept E die Rohgülle auf den Betrieben separiert. Die Dünngülle verbleibt auf den Betrieben und die Feststoffe werden zu einer zentralen Feuerung transportiert und energetisch genutzt (Abbildung 13).

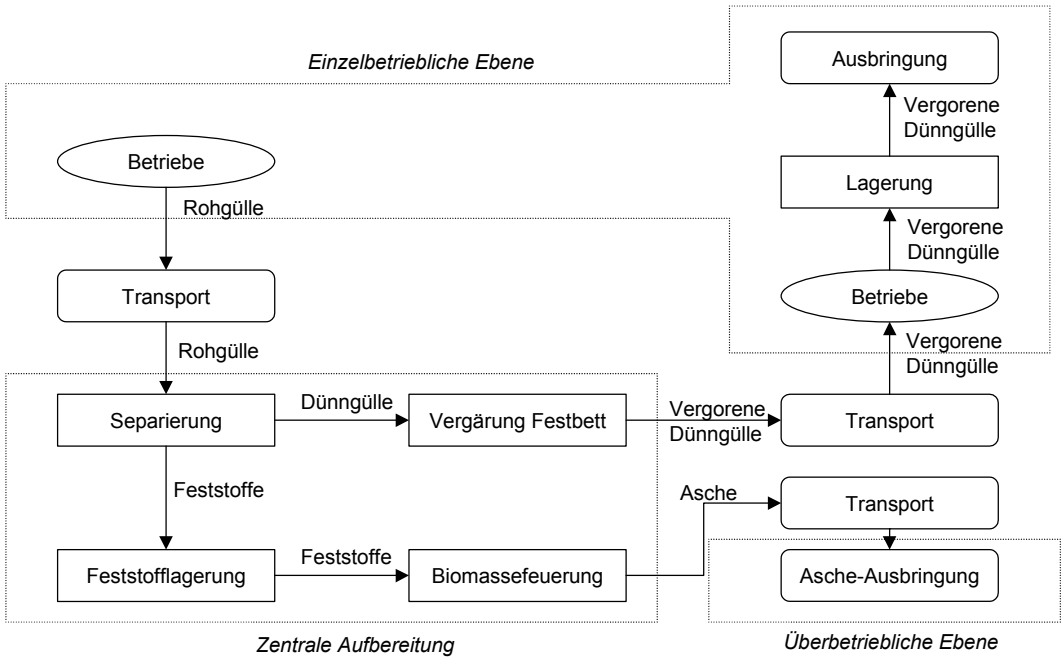


Abbildung 14: Schema der Dünngüllevergärung im Festbettreaktor und Feststoff-Feuerung (Nutzungskonzept F)

Die beiden Nutzungskonzepte F und G (Abbildung 14 bzw. Abbildung 15) basieren auf der zentralen Vergärung der separierten Dünngülle und Verfeuerung der Feststoffe. Das Konzept F beinhaltet die Vergärung mit dem Festbettreaktor und mit dem Membranreaktor im Konzept G. Das UF-Retentat wird auf anderen Betrieben oder ausserhalb der Region als Dünger weiterverwendet.

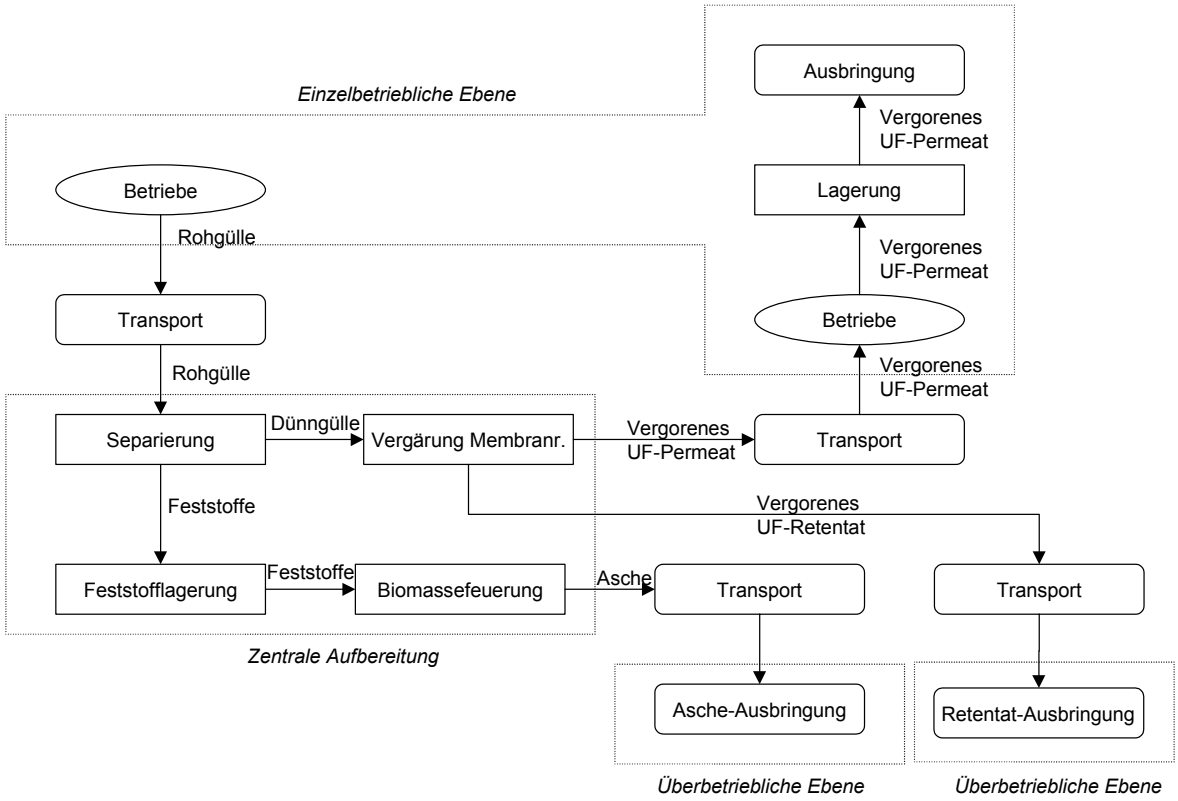


Abbildung 15: Schema der Dünngüllevergärung im Membranreaktor und Feststoff-Feuerung (Nutzungskonzept G)

5. Resultate

5.1. Laborversuche

5.1.1. Ausgangsanalytik

Die nachfolgende Tabelle 9 zeigt die analysierten Parameter der verwendeten Dünngülle.

Tabelle 9: Analysedaten der Dünngülle

Parameter	Einheit	Dünngülle
pH		7,6
Chemischer Sauerstoffbedarf	g O_2/l	10.1
Ammonium	mg/l	1‘321
TS	g/l	21.7
TS	%	2.2
Fettsäuren:		
Acetat	mg/l	3‘219
Propionat	mg/l	291

5.1.2. Gasentwicklung

Da der Reaktorbetrieb beginnend von der Adaptionszeit in 3 Intervallen gesteigert wurde, wird auch die Gasentwicklung in 4 Phasen dargestellt:

Phase I: Einfahrphase, einmalige Zugabe von Substrat zu Beginn
Phase II: Kontinuierlicher Betrieb, taktweise Zugabe von 100 ml Gülle
Phase III: Kontinuierlicher Betrieb, taktweise Zugabe von 200 ml Gülle
Phase IV: Kontinuierlicher Betrieb, taktweise Zugabe von 300 ml Gülle

Phase I: Einfahrphase, einmalige Zugabe von Substrat zu Versuchsbeginn

Die nachfolgende Abbildung 16 zeigt die täglich produzierte Gasmenge des Membran- sowie des Festbettreaktors während der Einfahrphase. Am Verlauf des vom Festbettreaktor täglich produzierten Gases erkennt man zu Beginn ein erstes Maximum. Dies ist vor allem auf in der Gülle noch gelöstes Kohlendioxid zurückzuführen, das durch die Temperierung auf 37°C ausgast. Nach Ablauf von ca. 5 Tagen setzte der Abbau ein, erkennbar an dem mehrtägigen, kontinuierlichen Anstieg der Gasmenge. Da das Gas zu diesem Zeitpunkt noch nicht brennbar war, liefen zunächst, wie erwartet, Abbauprozesse der Stufe 1 bis 3 ab. Die messbare Methanproduktion setzte nach ca. 15 Tagen ein, was für Methanbakterien noch ein relativ früher Zeitpunkt ist. Dies spricht dafür, dass im Güllegemisch noch lebensfähige Methanbakterien vorhanden waren, so dass sich deren Etablierungsprozess deutlich beschleunigte.

Bei dem Membranreaktor trat durch eine Undichtigkeit nach 13 Tagen ca. 200 ml Reaktorflüssigkeit aus (siehe Pfeil in Abbildung 16). Dieser Verlust wurde durch adaptierten Schlamm wieder ausgeglichen. Dadurch war in der Gasproduktion ein zweiter mehrtägiger Anstieg zu verzeichnen.

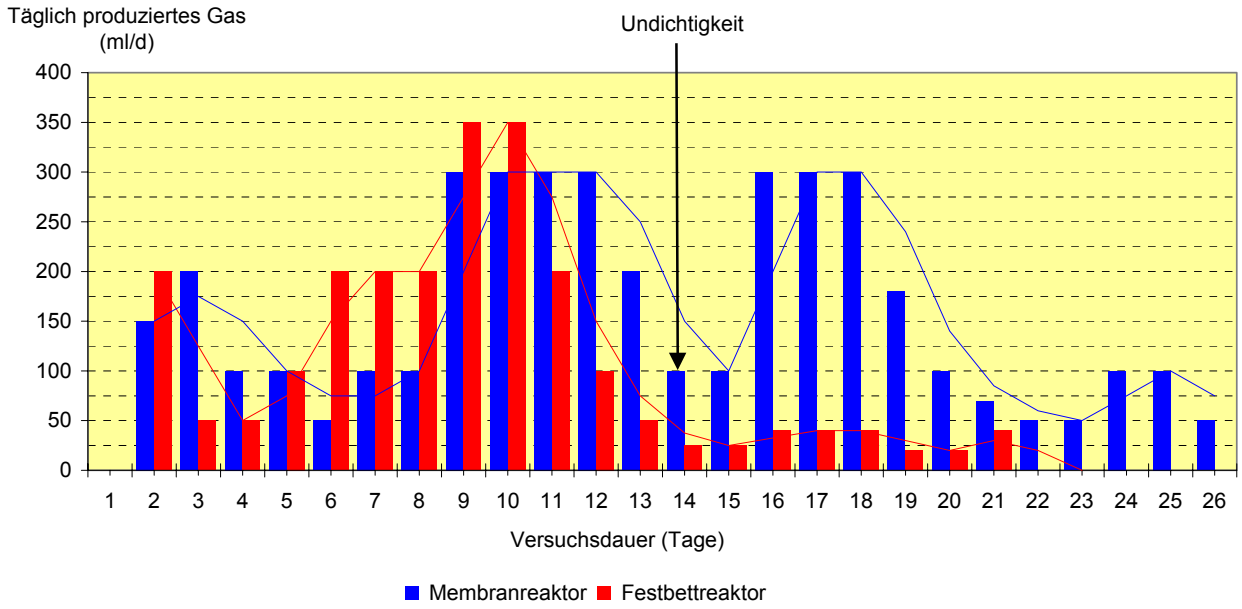


Abbildung 16: Verlauf der täglichen Gasproduktion während der Einfahrphase

Phase II: Zugabe von 100 ml Gülle

Zu Beginn von Phase II (Abbildung 17) wurde taktweise alle zwei Arbeitstage 100 ml Gülle zugegeben, in der darauffolgenden Woche wurde die Belastung gesteigert, in dem an jedem Arbeitstag 100 ml zudosiert wurden. Wie in der Grafik zu erkennen, steigt die täglich produzierte Gasmenge ab dem Ende der zweiten Woche kontinuierlich an. In dieser Phase wird vom Festbettreaktor durchschnittlich mehr Gas produziert.

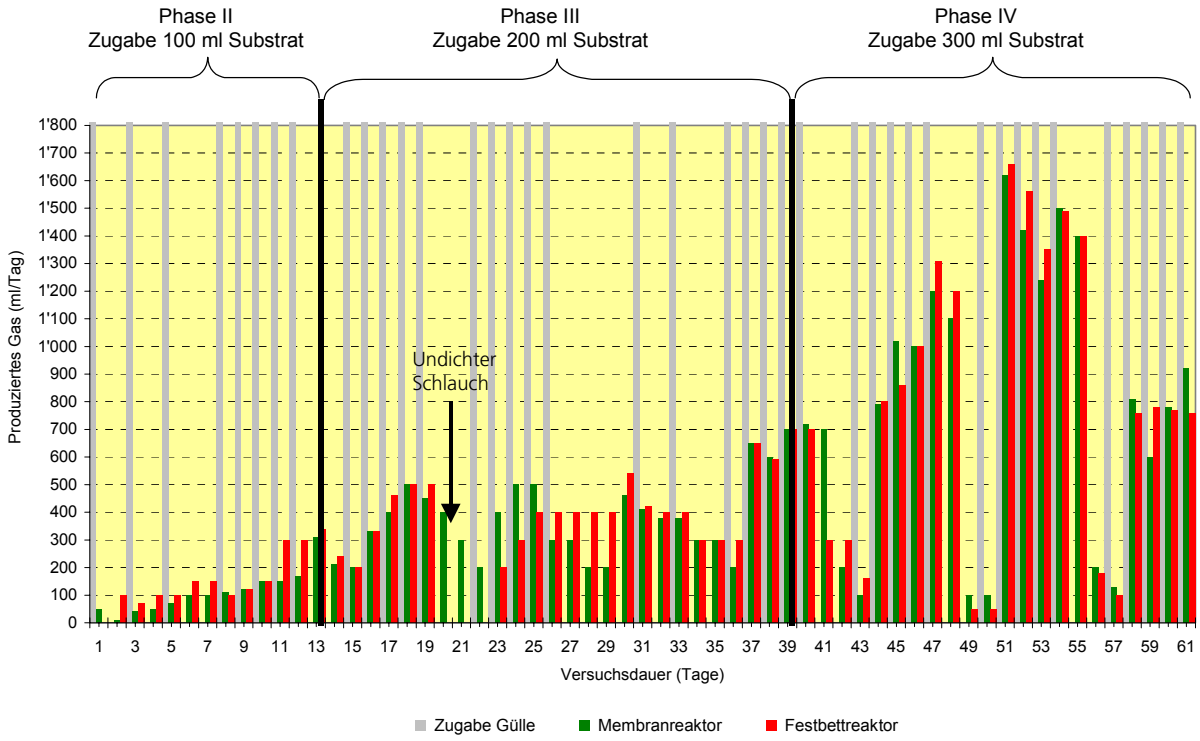


Abbildung 17: Verlauf der täglichen Gasentwicklung während des kontinuierlichen Betriebs mit Dünngülle (Phase II bis IV)

Phase III: Kontinuierlicher Betrieb, Zugabe von 200 ml Gülle

Mit Beginn der Phase III wurde ein kontinuierlicher Betrieb der beiden Reaktoren ohne Steigerung der Substratzufuhr gestartet (Abbildung 17). Am Ende der ersten Woche von Phase III wurde ein Schlauch im Umwälzkreislauf des Festbettreaktors undicht (siehe Pfeil in Abbildung 17), so dass 70 % des Reaktorinhaltes austraten. Der Reaktor wurde zu Beginn der zweiten Woche mit 300 ml adaptiertem Schlamm, 200 ml frischer Gülle sowie 400 ml Auslauf wieder aufgefüllt. Die Gasentwicklung stieg bereits nach zwei Tagen wieder an.
Da die Gasentwicklung des Festbettreaktors durch den Animpfvorgang nicht mehr zu vergleichen war, wurde die Substratzufuhr vorübergehend ausgesetzt, um die Reaktoren weitestgehend ausgasen zu lassen.
In der vierten Woche war die Gasproduktion von Membran- und Festbettreaktor vergleichbar hoch.

Phase IV: Kontinuierlicher Betrieb, Zugabe von 300 ml Gülle

Während Phase IV wurden die beiden Reaktoren 2 Wochen lang an jedem Arbeitstag mit 300 ml Gülle beschickt (Abbildung 17). Es ist zu erkennen, dass die Gasproduktion in der zweiten Woche nochmals gesteigert werden konnte. Der Abfall in der dritten Woche ist auf die zweite Gülle-Charge zurückzuführen, die einen deutlich niedrigeren Trockengewichtsanteil aufwies.

5.1.3. Vergleich des Gasertrages von Festbett- Membranreaktor

In der nachfolgenden Tabelle 10 ist die über die Arbeitstage gemittelte, durchschnittliche Gasproduktion während der drei kontinuierlichen Phasen aufgelistet. Die beiden Wochen nach erneutem Animpfen des Festbettreaktors wurden nicht berücksichtigt.
In die Rechnung wurde nur die Gasproduktion während der Beschickung miteinbezogen. Die zusätzliche Gasmenge, die am Wochenende noch entstand, wurde vernachlässigt.
Für die Berechnung der mittleren Verweilzeit wurde angenommen, dass die Beschickung des Reaktors täglich erfolgt und dies auch bei Wochenenden.

Tabelle 10: Gasertrag von Festbett- und Membranreaktor

Ver-suchstag	Belastung	mittlere Verweilzeit*	Festbettreaktor		Membranreaktor	
	ml/Tag	Tage	l Gas/l Gülle	l Gas/g TS	l Gas/l Gülle	l Gas/g TS
1 - 4	100	12.5	2.4	0.11	1.5	0.07
4 - 8	200	6.3	2.2	0.10	2.1	0.10
8 – 12	200	6.3	3.3	0.15	3.3	0.15
12 – 16	300	4.2	3.3	0.15	3.3	0.15
16 - 20	300	4.2	5.1	0.24	4.8	0.22

Mit der Dünngülle wurde in der letzten Woche vom Festbettreaktor 5.1 l Gas/ l Gülle erzielt, dies entspricht 0.24 l Gas/g Trockensubstanz erzielt. Der Membranreaktor erzielte 4.8 l Gas/ l Gülle, dies entspricht 0.22 l Gas/g Trockensubstanz.

5.1.4. Vergleich von kontinuierlichem Betrieb mit Batchansatz

In der nachfolgenden Tabelle 11 sind die Gaserträge, die von Membran- bzw. Festbettreaktor in den beiden letzen Woche erzielt wurden, aufgelistet.

Tabelle 11: Gaserträge der beiden kontinuierlich betriebenen Reaktoren im Vergleich zum Batchansatz

	Festbettreaktor		Membranreaktor		Batchansatz	
Gasertrag	5.1 l/l Gülle	0.24 l/g TS	4.8 l/l Gülle	0.22 l/g TS	6.8 l/l Gülle	0.31 l/g TS

Bei einer theoretischen Verweilzeit von 4.2 Tagen wurden mit Charge 1 vom Festbettreaktor 75 % des maximalen Gasertrags (Batchansatz) erzielt, vom Membranreaktor 71 %. Mit Charge 2 wurde von Membran- und Festbettreaktor 93 % des maximalen Gasertrages erreicht.

5.1.5. Vergleich des Gasertrages von Rohgülle, separierter Gülle und separierten Feststoff

Vergleicht man den Gasertrag von separierter Gülle und Rohgülle, so erhält man für Rohgülle im Batchansatz nur 6 % mehr Gas bezogen auf den Gasertrag pro Liter Gülle (Tabelle 12). Bezogen auf die Trockensubstanz erhält man für Rohgülle sogar 13 % weniger Gas, d.h. die durch die Separation hauptsächlich entfernten Fest- und Faserstoffe sind für den anaeroben Abbau nur schwer zugänglich.

Tabelle 12: Vergleich der Gaserträge

Gasertrag Rohgülle	7.2 l Gas/l Gülle	0.27 l Gas/g TS
Gasertrag Dünngülle	6.8 l Gas/l Gülle	0.31 l Gas/g TS
Gasertrag Feststoff	0.03 l Gas/g Feuchtgewicht	0.087 l Gas/g TS

Der in regelmäßigen Abständen gemessene Gehalt an Kohlendioxid ergab für den Membranreaktor einen durchschnittlichen Gehalt von 26 %, für den Festbettreaktor lag der Wert bei durchschnittlich 23 %. Geht man von einem Anteil Restgasen von ca. 2 % aus, errechnen sich daraus Methangehalte von 72 % für den Membranreaktor bzw. 75 % für den Festbettreaktor.
Für Rohgülle im Batch-Ansatz lag der Anteil an Kohlendioxid bei 24 %, daraus errechnet sich ein Methangehalt von ca. 74 %.
Der Grund für den hohen Methananteil im Biogas liegt vermutlich darin, dass Kohlendioxid sich zum grossen Teil im Reaktor-Medium löst und mit diesem ausgetragen wird. Dies wurde durch einen Versuch bestätigt, bei dem der Anteil an gelöstem Kohlendioxid im Membranreaktor- und Festbettreaktor-Auslauf abgeschätzt wurde.
Der Gehalt für Ammonium im Reaktorauslauf lag bei dem Membranreaktor zwischen 1‘081 und 1‘267 mg/l, bei dem Festbettreaktor zwischen 1‘168 und 1‘615 mg/l.
Der Gehalt an Essigsäure lag selbst bei der kürzesten Verweilzeit bei beiden Reaktoren zwischen 250 und 300 mg/l Propionat wurde in Konzentrationen zwischen 90 und 200 mg/l gemessen.
Die Abbildung 18 zeigt den optischen Vergleich zwischen den Ausläufen aus Membran- und Festbettreaktor. Der hellgelblich gefärbte Auslauf aus dem sterilfiltrierten Membranreaktorauslauf enthielt keine Biomasse. Dagegen wies der Auslauf aus dem Festbettreaktor einen durchschnittlichen TS-Gehalt von 0.9 % auf. Der Trockengewichtsanteil im Membranreaktor lag nach 7maligem Austausch mit Gülle der Charge 1 bei 5.3 %.

Abbildung 18: Auslauf aus dem Membranreaktor (links, gelb) und dem Festbettreaktor (rechts, braun)

5.2. Vergleich der Energieumwandlungsverfahren

5.2.1. Vorbemerkung

Die beiden Energieumwandlungsverfahren, die Vergärung und die Feuerung, werden nachfolgend bezüglich Gasmengen, Kosten sowie Energieinput und –output verglichen. Der Vergleich bezieht sich nur auf den eigentlichen Umwandlungsprozess ohne Berücksichtigung vor- und nachgelagerter Bereiche (Lagerung, Ausbringung). Die Durchsatzleistungen aller Verfahren liegt zwischen 6‘950 und 33'362 m^3 im Jahr. Bei allen Verfahren handelt es sich um überbetrieblich genutzte Anlagen.

Die Kostenberechnungen beruhen auf den in Tabelle 3 erwähnten Grundlagen und beinhalten den Investitionsbedarf sowie die Betriebskosten. Die für den Betrieb der Anlagen notwendige elektrische Energie ist mit Rp. 20 pro kWh bewertet. Für die Biogasverfahren ist ein Gas-BHKW mit einem elektrischen Wirkungsgrad von 25 % zu Grunde gelegt.

In den Berechnungen sind Unterstützungsbeiträge an die Investitionen nicht berücksichtigt. Die produzierte Wärme wurde monetär nicht bewertet.

Beim Festbettreaktor ist die Separierung und beim Membranreaktor zusätzlich die UF ein integrierter Bestandteil der Anlage.

Der Energieinput umfasst denjenigen Energieaufwand, der für den jeweiligen Prozess notwendig ist. Der Energieoutput umfasst Strom und Wärme bei den Vergärungsvarianten und Wärme bei der Feuerung.

5.2.2. Vergärung der Rohgülle

Für die Gasproduktion wurde mit einer Gasausbeute von 280 l/kg TS bzw. 370 l/kg OS gerechnet (Tabelle 13). Der Energieinhalt liegt bei 6.5 kWh/m^3 Biogas. Die Aufenthaltsdauer im Fermenter liegt bei 30 Tagen. Die Vergärung erfolgt im mesophilen Temperaturbereich.

Tabelle 13: Berechnete Gas- und Strommengen bei der Rohgülle-Vergärung

Biomassefeuerung		Gasmenge (m^3/Jahr)		Strommengen (kWh/Jahr)	
Leistung	Auslastung	TS-Abtrenngrad Separierung		TS-Abtrenngrad Separierung	
MWth	h/Jahr	25%	40%	25%	40%
0.5	5000	93400	58400	163900	102500
0.75	4000	112100	70100	196700	123000
0.75	5000	140100	87600	245900	153700
1.5	3000	168100	105100	295100	184400
1.5	5000	280200	175200	491800	307400

Der Investitionsbedarf liegt zwischen rund Fr. 300'000.- und Fr. 1.2 Mio. bei Fermentervolumen von knapp 400 m^3 bis 3'000 m^3 (Abbildung 19). Die Vergärung der Rohgülle verursacht bei einem TS-Gehalt von 3 % Kosten zwischen Rp. 26 und Rp. 35 pro kWh_{el} und bei einem TS-Gehalt von 5 % Rp. 17 bis 29 pro kWh_{el}.

Es ist ersichtlich, dass sich mit steigendem TS-Gehalt und zunehmender Güllemenge bzw. Anlagengrösse die Wirtschaftlichkeit erhöht.

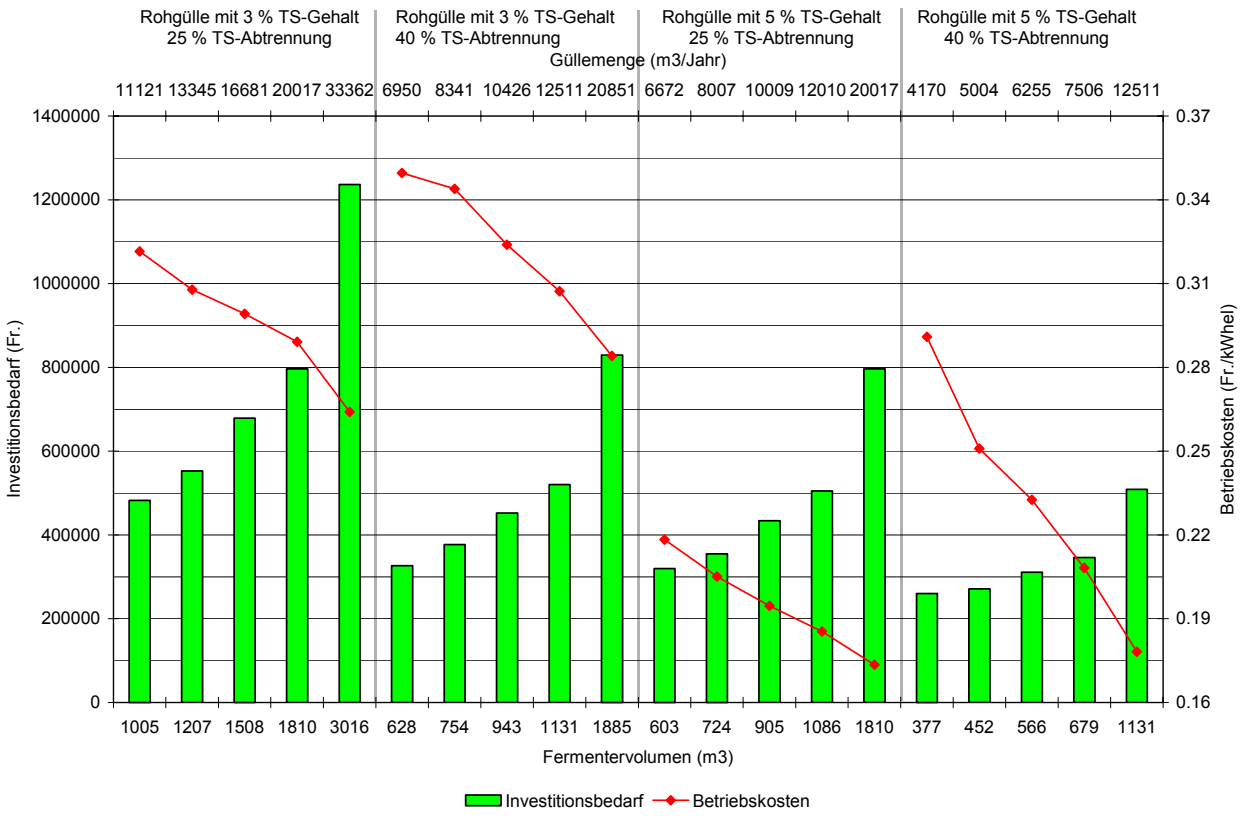


Abbildung 19: Investitionsbedarf und Betriebskosten der Rohgülle-Vergärung

In Abbildung 20 sind der Energieinput, der für den Betrieb der Biogasanlage nötig ist und der Energieoutput dargestellt.

Die Wärme zur Substrataufheizung und die Kompensation der Fermenterverluste machen mit über 90 % den grössten Teil am Energieinput aus. Die restliche Energie wird als Strom für den Betrieb der Beschickungspumpe und des Rührwerks verwendet. Der Anteil des Energieinput am Energieoutput ist mit etwa 60 % bei Gülle mit einem TS-Gehalt von 3 % höher, als bei Gülle mit 5 % TS und im Schnitt 35 %.
Pro eingesetzte Energieeinheit werden im schlechtesten Fall knapp 1.7 (Anlage mit 6‘950 m^3/Jahr) , bei grösseren Anlagen bis etwa 2.9 Einheiten an Energie gewonnen (Anlage mit 20'017 m^3/Jahr).

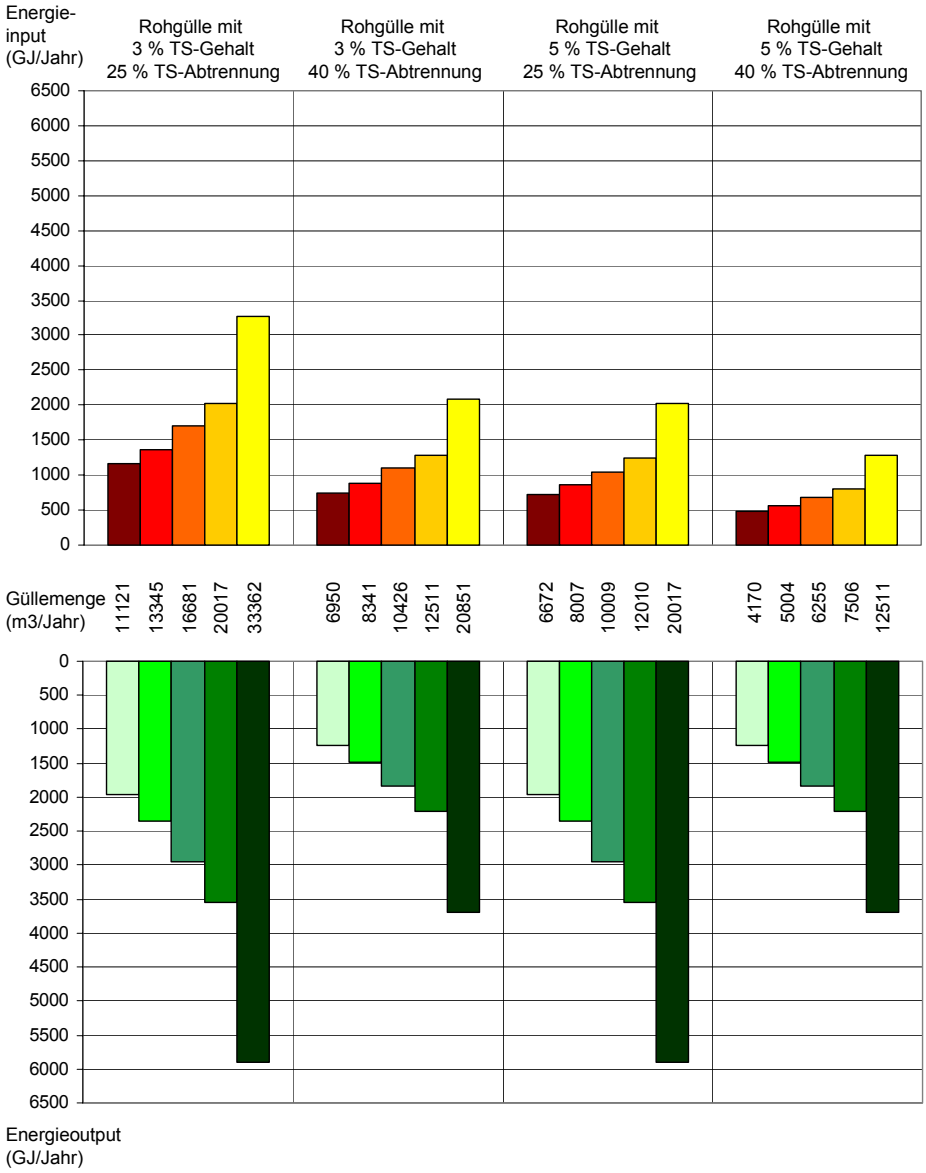


Abbildung 20: Energieinput und -output der Rohgüllevergärung

5.2.3. Vergärung der Dünngülle mittels Festbettreaktor

Durch die Separierung wird ein Teil der TS-Menge in Form von Feststoff aus der Rohgülle abgetrennt. In den Berechnungen wurde ein TS-Abtrenngrad zwischen 25 % und 40 % unterstellt. Die im Labor untersuchte Dünngülle wies einen TS-Gehalt von 2.2 % auf. Der TS-Gehalt der Rohgülle lag bei 2.7 %, was einem rechnerischen TS-Abtrenngrad der Separierung von rund 25 % entspricht.

Die in Tabelle 14 ausgewiesenen Gasmengen entsprechen denjenigen in den Laborversuchen. Bei einem TS-Abtrenngrad von 40 % sind entsprechend geringere Gasmengen berechnet. Die Gasausbeuten liegen bei 240 l/kg TS. Der Energieinhalt wurde aufgrund der Laborversuche mit 7.5 kWh/m^3 Biogas kalkuliert. Die Aufenthaltsdauer beträgt 4 Tage unter mesophilen Temperaturbedingungen.

Tabelle 14: Berechnete Gas- und Strommengen bei der Dünngülle-Vergärung im Festbettreaktor

Biomassefeuerung		Gasmenge (m^3/Jahr)		Strommengen (kWh/Jahr)	
Leistung	Auslastung	TS-Abtrenngrad Separierung		TS-Abtrenngrad Separierung	
MWth	h/Jahr	25%	40%	25%	40%
0.5	5000	60100	30000	121600	60800
0.75	4000	72100	36000	145900	73000
0.75	5000	90100	45000	182400	91200
1.5	3000	108100	54000	218900	109400
1.5	5000	180200	90100	364800	182400

In Tabelle 15 sind höhere Gasmengen berechnet mit entsprechenden Gasausbeuten um 290 l/kg TS. Dies aufgrund der Annahme, dass eine Optimierung der Gasproduktion möglich ist.

Tabelle 15: Berechnete Gas- und Strommengen bei der Dünngülle-Vergärung im Festbettreaktor mit höheren Gasausbeuten

Biomassefeuerung		Gasmenge (m^3/Jahr)		Strommengen (kWh/Jahr)	
Leistung	Auslastung	TS-Abtrenngrad Separierung		TS-Abtrenngrad Separierung	
MWth	h/Jahr	25%	40%	25%	40%
0.5	5000	70100	43800	141900	76000
0.75	4000	84100	52500	170200	91200
0.75	5000	105100	65700	212800	114000
1.5	3000	126100	78800	255400	136800
1.5	5000	210200	131400	425600	228000

Die Investitionskosten umfassen die Separierung und die Vergärung mit dem Festbettreaktor (Abbildung 21). Bei einem TS-Gehalt von 3 % liegen die Investitionskosten zwischen Fr. 310‘000.- und Fr. 855'000.- bzw. bei 5 % TS-Gehalt zwischen Fr. 234'000.- und Fr. 648'000.-. Die Betriebskosten schwanken bei einer geringen Gasausbeute (obere Kurve) zwischen Rp. 23 und Rp. 73 pro kWh_{el}. Bei höheren Gasausbeuten liegen die Betriebskosten zwischen Rp. 20 und Rp. 59.

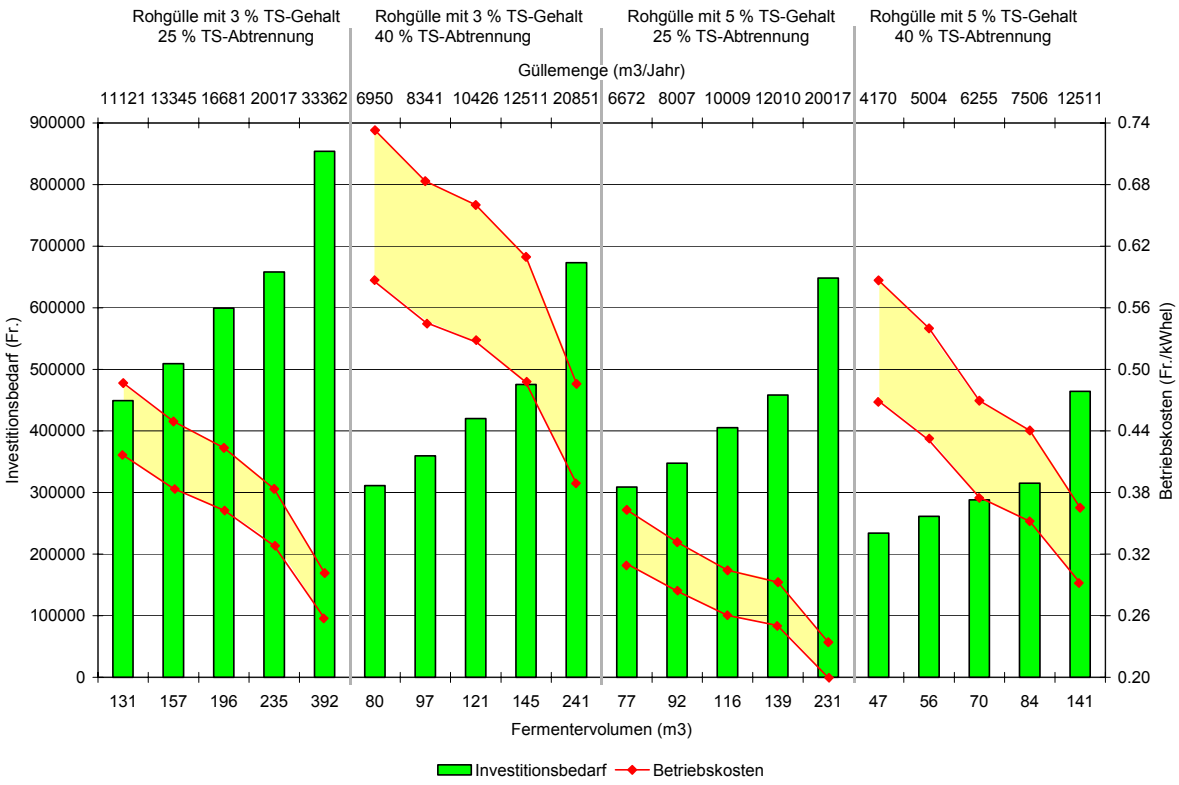


Abbildung 21: Investitionsbedarf und Betriebskosten der Vergärung der Dünngülle mittels Festbettreaktor und zwei unterschiedlichen Gasausbeuten

Die höheren Kosten des Festbettreaktors im Vergleich zur Rohgüllevergärung werden einerseits durch die Kosten der Separierung, anderseits durch die geringere Gasproduktion verursacht.
Vorteile der Separierung in Kombination mit einem Festbettreaktor sind die verbesserte Handhabung der Dünngülle und das erheblich verminderte Fermentervolumen (Platzbedarf) aufgrund der geringeren Verweilzeit von 4 Tagen gegenüber 30 Tagen bei der Rohgüllevergärung.
Zusätzlich kann davon ausgegangen werden, dass die vergorene Dünngülle noch pflanzenverträglicher ist als vergorene Rohgülle und aufgrund ihres schnellen Infiltrationsvermögens möglicherweise geringere Ammoniakemissionen verursachen könnte.

Diese Vorteile zu berücksichtigen sprengt den Rahmen der vorliegenden Arbeit, sie können jedoch bei einer einzelbetrieblichen Umsetzung mögliche Entscheidungskriterien darstellen.

Pro eingesetzte Energieeinheit werden zwischen 1 und 2.4 Einheiten erzielt (Abbildung 22).
Der höhere Energiebedarf gegenüber der konventionellen Vergärung ist einerseits auf die Separierung, anderseits auf den Betrieb einer Pumpe zur Umwälzung des Reaktorinhaltes zurückzuführen.
Keine Berücksichtigung fand die Möglichkeit, mit den abgetrennten Feststoffe Handelsdünger zu ersetzen, für dessen Produktion hohe Energiemengen erforderlich sind.

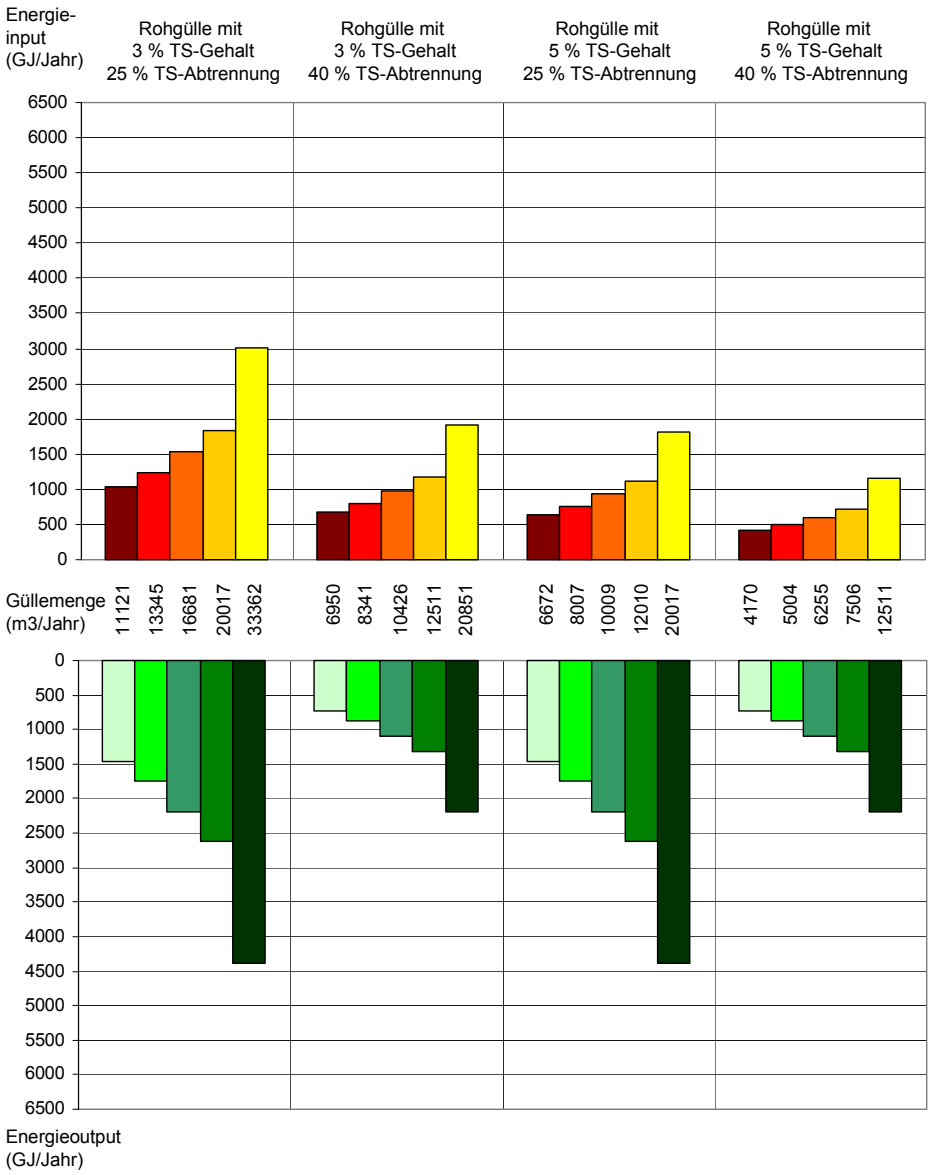


Abbildung 22: Energieinput und -output der Vergärung der Dünngülle im Festbett

5.2.4. Vergärung der Dünngülle mittels Membranreaktor

Die Rückhaltung der Biomasse erfolgt beim Membranreaktor mittels einer nachgeschalteten Membrantrennstufe. Dafür geeignet ist die Ultrafiltration. Ein Teilstrom wird kontinuierlich ausgetragen. Wie beim Festbettreaktor führt die Rückhaltung der Mikroorganismen zu einer kürzeren Aufenthaltsdauer und somit zu einer Verminderung des Fermentervolumens. Die Anlage wird kontinuierlich betrieben.

Auf der Basis der Laborversuche wurden die in Tabelle 16 erwähnten Gas- bzw. Strommengen berechnet. Die Gasmengen betragen bei einem TS-Abtrenngrad der Separierung von 25 % rund 88 % derjenigen der Rohgülle und bei einem TS-Abtrenngrad von 40 % liegt der Anteil bei 71 % der Gasmenge der Rohgülle. Der Energieinhalt liegt gemäss Laborwerten bei 7.2 kWh/m^3 Biogas. Die Aufenthaltsdauer beträgt 4 Tage.

Tabelle 16: Berechnete Gas- und Strommengen bei der Dünngülle-Vergärung im Membranreaktor nach Laborwerten

Biomassefeuerung		Gasmenge (m^3/Jahr)		Strommengen (kWh/Jahr)	
Leistung	Auslastung	TS-Abtrenngrad Separierung		TS-Abtrenngrad Separierung	
MWth	h/Jahr	25%	40%	25%	40%
0.5	5000	82600	41300	160500	80300
0.75	4000	99100	49500	192600	96300
0.75	5000	123900	61900	240800	120400
1.5	3000	148600	74300	288900	144500
1.5	5000	247700	123900	481600	240800

Da davon ausgegangen werden kann, dass praktisch alle organischen Stoffe in den Reaktor zurückgeführt werden können, ist zusätzlich eine optimistische Variante mit entsprechend höheren Gasausbeuten kalkuliert worden. Die Gasausbeute kann im Vergleich zum Rührkessel bis zu doppelt so hoch liegen [Ackermann 2000]. In den Berechnungen wurde bei einem TS-Abtrenngrad von 25 % mit dem 1.8fachen der für Rohgülle unterstellten Gasausbeuten gerechnet (Tabelle 17). Bei 40 % TS-Abtrennung ist eine Erhöhung der Gasmenge um den Faktor 1.4 angenommen worden.

Tabelle 17: Berechnete Gas- und Strommengen bei der Dünngülle-Vergärung im Membranreaktor mit erhöhten Gasausbeuten

Biomassefeuerung		Gasmenge (m^3/Jahr)		Strommengen (kWh/Jahr)	
Leistung	Auslastung	TS-Abtrenngrad Separierung		TS-Abtrenngrad Separierung	
MWth	h/Jahr	25%	40%	25%	40%
0.5	5000	168100	84100	295100	184400
0.75	4000	201800	100900	354100	221300
0.75	5000	252200	126100	442600	276700
1.5	3000	302700	151300	531200	332000
1.5	5000	504400	252200	885300	553300

Je nach TS-Gehalt der Rohgülle liegt der Investitionsbedarf zwischen Fr. 450'000.- und Fr. 1'100'000.-. Diese Kosten beinhalten die Separierung, den Membranreaktor inklusive der Ultrafiltration. Nicht berücksichtigt sind allfällige Unterstützungsbeiträge sowie die Kosten für die Wärmeverteilung.

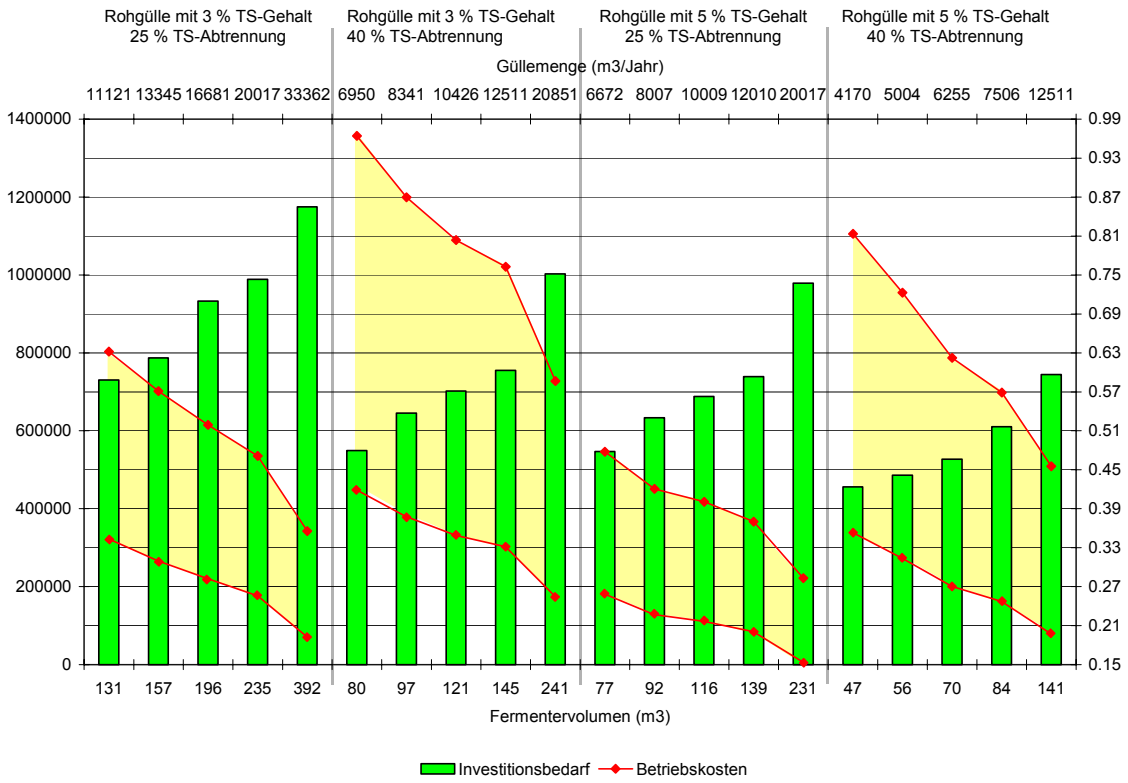


Abbildung 23: Investitionsbedarf und Betriebskosten der Vergärung der Dünngülle mittels Membranreaktor und unterschiedlichen Gasausbeuten

Die Betriebskosten belaufen sich auf Rp. 29 bis Rp. 96 pro kWh_{el}. bei geringen Gasausbeuten. Mit höheren Gasausbeuten belaufen sich die Kosten auf Rp. 16 bis Rp. 42 pro kWh_{el}.

Vorteile des Membranreaktors sind der aus der Ultrafiltration von sämtlichen Feinststoffen gereinigte Ablauf ohne P_2O_5 sowie die Möglichkeit das nährstoffkonzentrierte Retentat aus der Ultrafiltration in Gebiete mit einem Nährstoffbedarf zu exportieren.

Aufgrund des geringeren Fermentervolumens, der möglicherweise höheren Gasausbeuten sowie der Möglichkeit Nährstoffe gezielt abzutrennen, muss der Membranreaktor in der Praxis anders beurteilt werden als konventionelle Rührkesselsysteme.

Pro aufgewendete Einheit können beim Membranreaktor (Abbildung 24) je nach Güllemenge und –aufbereitung 1.3 bis 2.7 Energieeinheiten produziert werden.
Im Vergleich zur konventionellen Vergärung liegt das Verhältnis von eingesetzter zu gewonnener Energie tiefer. Dies ist auf den Aufwand für den Betrieb der UF zurückzuführen.
Verglichen mit dem Festbettreaktor schneidet der Membranreaktor besser ab, da die Biomasserückführung mit Hilfe der UF praktisch vollständig erfolgt, was höhere Gasausbeuten zur Folge hat.
Der Membranreaktor erreicht den höchsten Nährstoffabtrenngrad (durchschnittlich > 60 % bezogen auf N, P und K). Dies ist bei den Berechnungen nicht einkalkuliert, da graue Energie generell nicht einbezogen wurde.

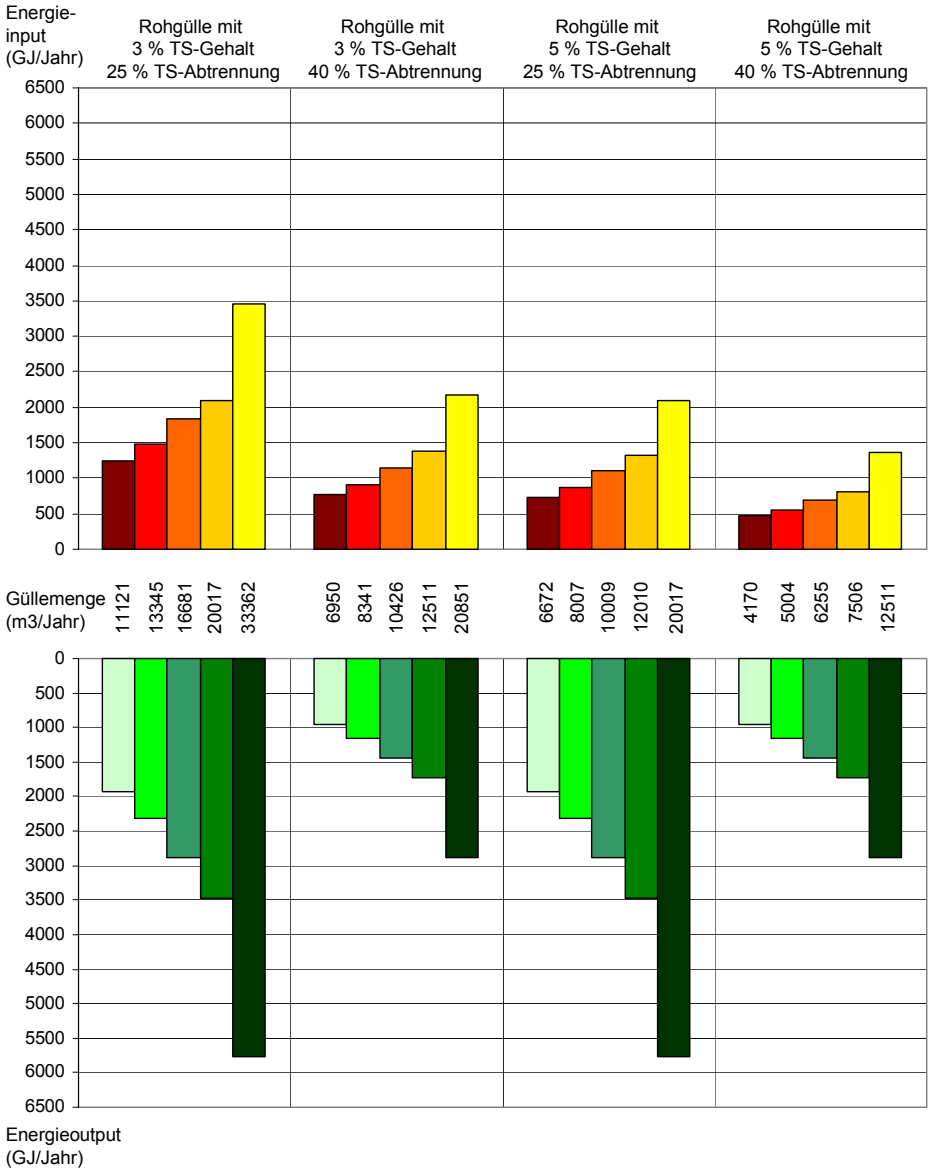


Abbildung 24: Energieinput und -output der Dünngülle-Vergärung im Membranreaktor

5.2.5. Biomassefeuerung

In der Biomassefeuerung werden die Feststoffe aus der Separierung von Rohgülle in Mischung mit Holz verbrannt. Das TS-Mischungsverhältnis des Brennstoffs beträgt 85 % Holzanteil und 15 % Feststoffanteil. Diese Mischung weist einen durchschnittlichen TS-Gehalt von 64 % auf.

Es wurden drei unterschiedlich grosse Feuerungen mit 0.5, 0.75 und 1.5 MW Leistung berechnet. Bei der kleinen Anlage ist eine Betriebsdauer von 5'000 h im Jahr, für die mittlere Anlage sind 4'000 und 5'000 h sowie für die grosse Anlage 3'000 und 5'000 h zu Grunde gelegt.

Der angenommene Holzpreis liegt bei Fr. 100.- pro t TS.

Für die separierten Feststoffe wurde kein Annahmepreis berechnet.

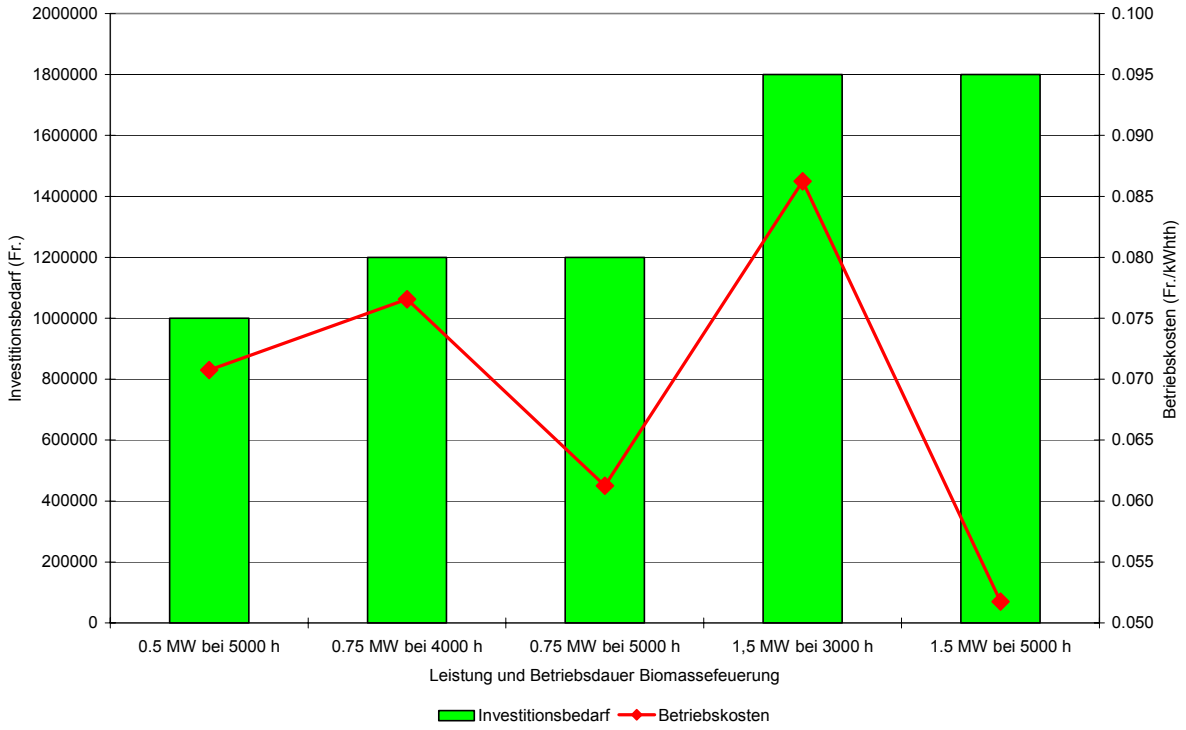


Abbildung 25: Investitionsbedarf und Betriebskosten der Biomassefeuerung

Bedingt durch die schwierigen Brennstoffeigenschaften und die dadurch erforderlichen zusätzliche Anlagentechnik (gekühlter Feuerraum und Rost sowie zusätzliche Filteranlagen) liegt der Investitionsbedarf zwischen Fr. 1 Mio. und Fr. 1.8 Mio..
Die Betriebskosten betragen Rp. 5 bis Rp. 8.5 pro kWh_{th}. Bei optimaler Auslastung der Feuerungsanlage sinken die Betriebskosten mit zunehmender Anlagengrösse von Rp. 7 auf Rp. 5 pro kWh_{th}.

Da es sich bei der Feuerung um eine nahezu vollständige Energieumwandlung handelt, liegen die Verhältnisse von Input : Output bedeutend höher als bei der Vergärung (Abbildung 26). Es gilt aber zu beachten, dass die gewonnene Energie „nur“ in Form von Wärme und nicht in Form des höherwertigen Stroms anfällt. Zudem beträgt der Anteil der gewonnenen Wärmeenergie, die aus den Feststoffen der Gülle stammt, knapp 13 %. Den Rest trägt das Holz bei.

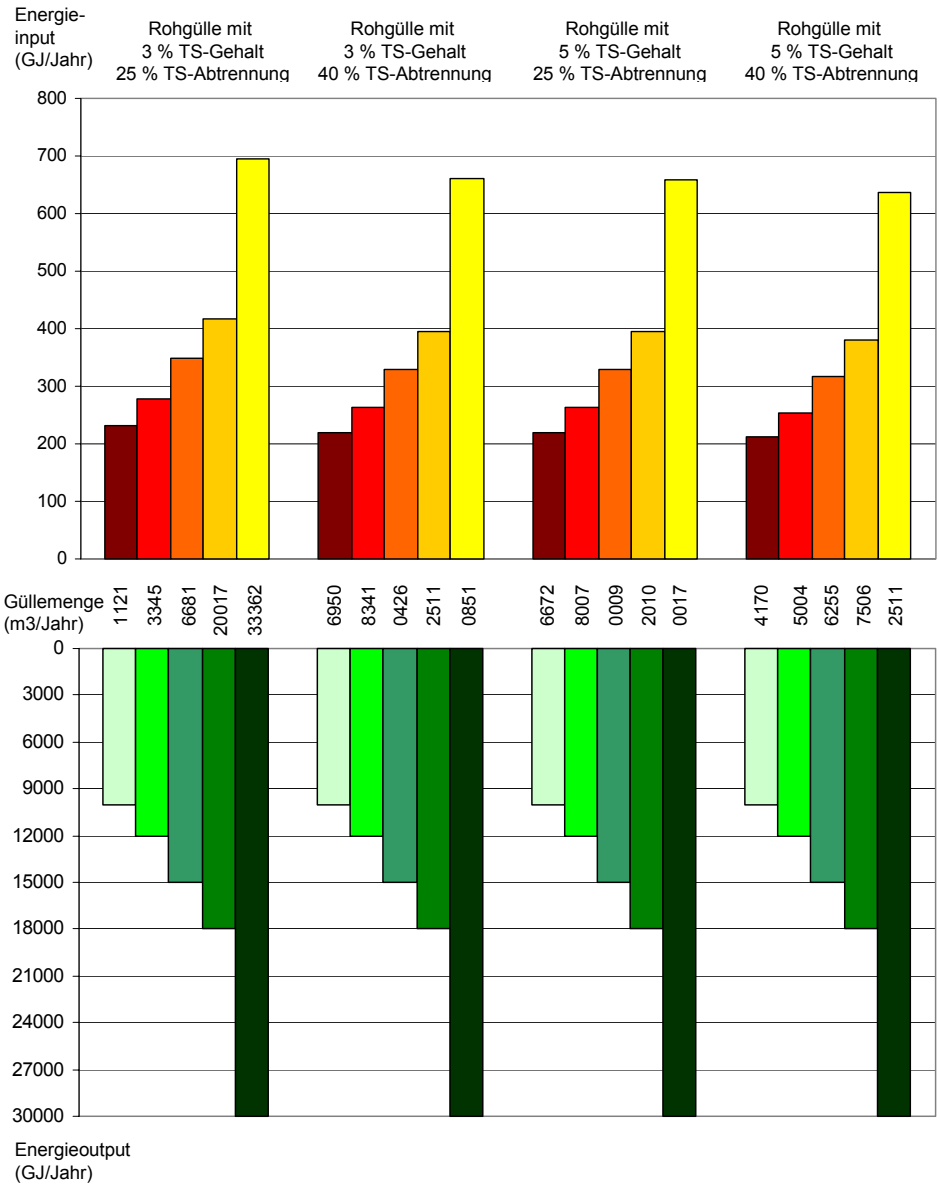


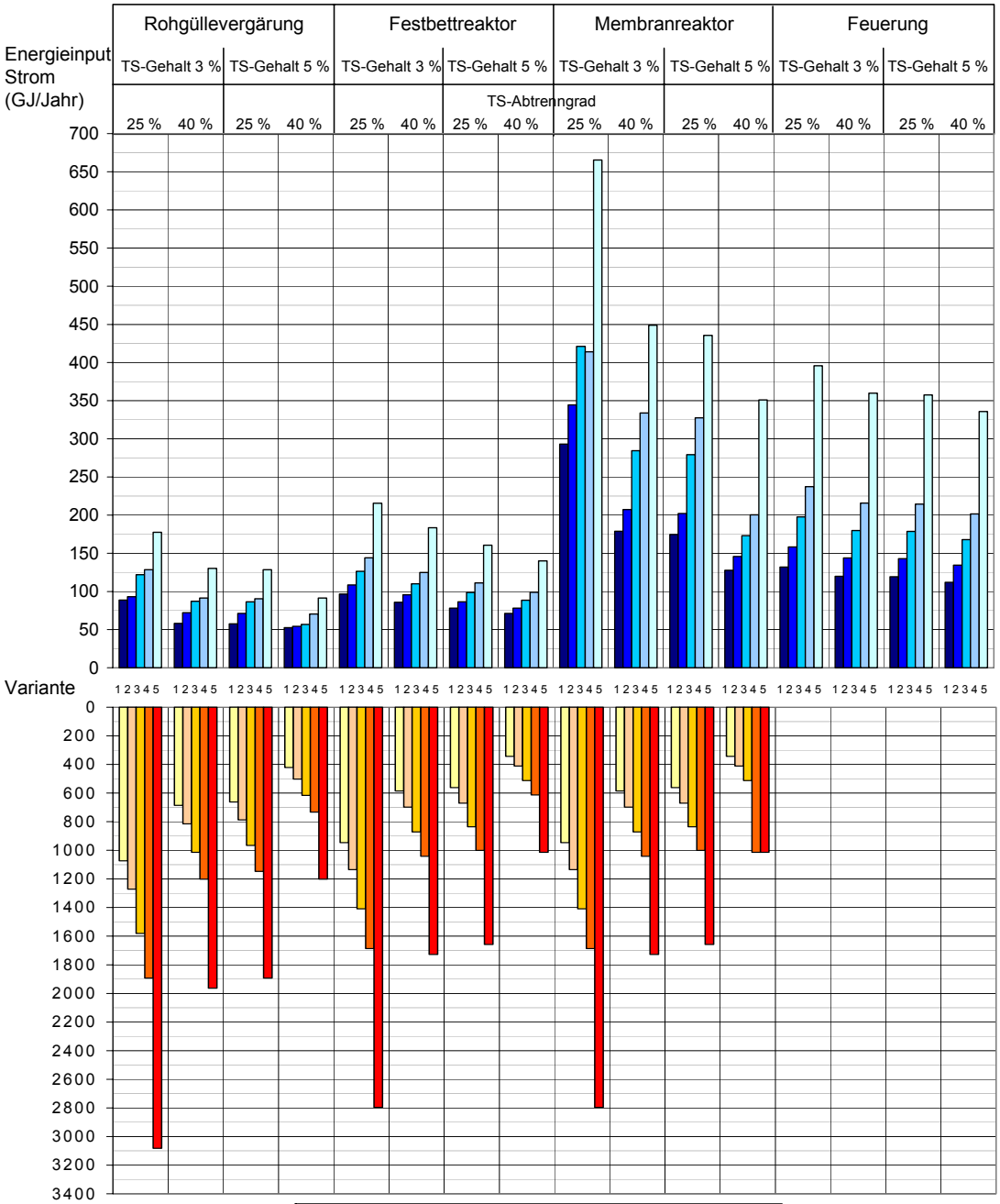
Abbildung 26: Energieinput und -output der Biomassefeuerung (Input und Output weisen unterschiedliche Massstäbe auf!)

5.2.6. Energieinput der Energieumwandlungsverfahren im Vergleich

Der Energieinput in Abbildung 27 umfasst denjenigen Bedarf an Strom bzw. an Wärme um den jeweiligen Umwandlungsprozess, sei es die Vergärung oder die Feuerung, zu betreiben. Bei der konventionellen Vergärung sind dies der Betrieb von Pumpen und Rührwerken sowie die Substraterwärmung auf Betriebstemperatur als auch die Wärmeverluste des Fermenters. Für die Vergärung der Dünngülle kommt der Aufwand für die Separierung hinzu. Beim Membranbioreaktor ist ein weiterer Energieaufwand zum Betrieb der UF notwendig.

Der Vergleich von Energieinput verdeutlicht, dass die konventionelle Rohgüllevergärung am wenigsten Strom, hingegen am meisten Wärme benötigt. Dazu weist der Festbettreaktor wegen der Separierung einen um 10 % bis 30 % höheren Strombedarf auf. Der Wärmebedarf ist um etwa 10 % geringer, weil die Fermenterverluste geringer sind. Verglichen mit der konven-

tionellen Vergärung braucht der Membranreaktor zwischen 3 bis beinahe 4 mal mehr an Strom. Der Grund dafür liegt im Betrieb der UF, die mehr Strom benötigt. Der Strommehrbedarf der Feuerung liegt im Vergleich zur Rohgüllevergärung je nach Anlagengrösse zwischen 50 % bis 120 %. Für den Betrieb der Feuerung ist keine Wärmeenergie nötig.



Berechnungsbasis:	Feuerung	Feuerung
Variante	Leistung (MWth)	Betriebsdauer (h/Jahr)
1	0.5	5000
2	0.75	4000
3	0.75	5000
4	1.5	3000
5	1.5	5000

Abbildung 27: Energieinput der Energiekonversionsverfahren in Form von Strom und Wärme

5.3. Regionale Nutzungskonzepte

5.3.1. Ausgangslage

Die Basis der Nutzungskonzepte, A bis G, bildet die Biomassefeuerung, in der die separierten Feststoffe zusammen mit Holz thermisch genutzt werden. Die zur Herstellung der Feststoffmengen erforderliche Rohgüllenmegen ist im oberen Teil der Tabelle 18 dargestellt.

Ausgehend von einer gelagerten Rohgülle mit einem TS-Gehalt von 5 % (unverdünnte Gülle mit 7 % TS) und zwei unterschiedlichen TS-Abtrenngraden bei der Separierung mit 25 % und 40 %, ergeben sich für die einzelnen Nutzungskonzepte in Abhängigkeit der Varianten 1 bis 5 unterschiedliche Güllemengen, die zur Ausbringung gelangen.

Tabelle 18: Gülleausbringmengen (m^3/Jahr)

		TS-Gehalt der Rohgülle			
		3%	5%	3%	5%
		TS-Abtrenngrad der Separierung			
Biomassefeuerung		25%	40%	25%	40%
Leistung MWth	Auslastung h/Jahr	Gülleanfall für alle Nutzungskonzepte A - G Rohgüllemengen			
0.5	5000	11121	6672	6950	4170
0.75	4000	13345	8007	8341	5004
0.75	5000	16681	10009	10426	6255
1.5	3000	20017	12010	12511	7506
1.5	5000	33362	20017	20851	12511
		Konzept A: Rohgülle ohne Behandlung Güllemengen zur Ausbringung			
0.5	5000	12344	12344	7715	7715
0.75	4000	14813	14813	9258	9258
0.75	5000	18516	18516	11572	11572
1.5	3000	22219	22219	13887	13887
1.5	5000	37032	37032	23145	23145
		Konzept B: Konventionelle Vergärung Güllemengen zur Ausbringung			
0.5	5000	11009	6560	6880	4100
0.75	4000	13210	7872	8256	4920
0.75	5000	16513	9840	10321	6150
1.5	3000	19815	11809	12385	7380
1.5	5000	33026	19681	20641	12301
		Konzepte C + F: Vergärung Dünnülle mit Festbett Dünngüllemengen zur Ausbringung			
0.5	5000	10771	6322	6636	3856
0.75	4000	12925	7587	7964	4627
0.75	5000	16156	9483	9955	5784
1.5	3000	19387	11380	11945	6941
1.5	5000	32312	18967	19909	11569
		Konzepte D + G: Vergärung Dünngülle mit Membranreaktor UF-Permeatmengen zur Ausbringung			
0.5	5000	7162	4197	4415	2562
0.75	4000	8595	5036	5298	3074
0.75	5000	10744	6295	6623	3843
1.5	3000	12892	7554	7947	4611
1.5	5000	21487	12591	13246	7685
		Konzept E: Separierung und Feststofffeuerung Dünngüllemengen zur Ausbringung			
0.5	5000	10843	6394	6672	3892
0.75	4000	13011	7673	8007	4671
0.75	5000	16264	9592	10009	5838
1.5	3000	19517	11510	12010	7006
1.5	5000	32528	19183	20017	11677

Die konventionelle Rohgüllebewirtschaftung führt zu keiner Veränderung der TS-Menge unter der Voraussetzung, dass keine massgebenden Emissionen auftreten. Zur Erhöhung der

Pflanzenverträglichkeit und zur Verminderung der Pflanzenverschmutzung wird in der Praxis die gelagerte Rohgülle vor der Ausbringung noch weiter verdünnt. In den Berechnungen wurde davon ausgegangen, dass die im Frühjahr ausgebrachte Gülle etwa ein Drittel der Jahresgüllemenge umfasst und aufgrund der beschränkten Lagerkapazität nur im Verhältnis 1 : 1 verdünnt wird. Somit beträgt der TS-Gehalt 3.5 % (unverdünnte Gülle mit 7 % TS). Im Sommer und Herbst ausgebrachte Gülle, entsprechend zwei Drittel der Jahresmenge, werden üblicherweise als 1 : 2 verdünnte Gülle appliziert, was einem TS-Gehalt von 2.3 % gleichkommt. Der daraus resultierende TS-Gehalt in der ausgebrachten Gülle beträgt durchschnittlich 2.7 %.
In den Nutzungskonzepten B bis G führt die Behandlung der Gülle jeweils zu einer Reduktion der TS-Menge. Bei den Vergärungsvarianten reduziert sich die TS-Menge durch den teilweisen Abbau der organischen Substanz und bei der Feuerung durch die vollständige thermische Umwandlung der organischen Substanz.
Die Separierung trennt Feststoffe aus der Rohgülle ab und vermindert die, in der Dünngülle verbleibende TS-Menge entsprechend den beiden angenommenen TS-Abtrenngraden von 25 bzw. 40 % auf TS-Gehalte von 3.75 % bzw. 3.0 %. Eine Verdünnung mit Wasser ist für die Nutzungskonzepte B bis G deswegen nicht mehr erforderlich!

Tabelle 19: Mengen an aufbereiteten Produkten (t/Jahr)

		TS-Gehalt der Rohgülle			
		3%	5%	3%	5%
		TS-Abtrenngrad der Separierung			
Biomassefeuerung		25%	40%	25%	40%
Leistung MWth	Auslastung h/Jahr	Konzepte C + D: Vergärung Dünnülle mit Festbett/Membranreaktor Feststoffmengen zur Ausbringung			
0.5	5000	278	278	278	278
0.75	4000	334	334	334	334
0.75	5000	417	417	417	417
1.5	3000	500	500	500	500
1.5	5000	834	834	834	834
		Konzepte D + G: Vergärung Dünngülle mit Membranreaktor Retentatmengen zur Ausbringung			
0.5	5000	3581	2098	2208	1281
0.75	4000	4297	2518	2649	1537
0.75	5000	5372	3148	3311	1921
1.5	3000	6446	3777	3974	2306
1.5	5000	10744	6295	6623	3843
		Konzepte E, F, G: Separierung und Feststofffeuerung Aschemengen zur Ausbringung			
0.5	5000	17	17	17	17
0.75	4000	21	21	21	21
0.75	5000	26	26	26	26
1.5	3000	31	31	31	31
1.5	5000	52	52	52	52

In Tabelle 19 sind die Mengen an Feststoffen, Retentat aus der UF sowie die Aschemengen erwähnt. Für alle Produkte wurde die Ausbringung ausserhalb der Region mit entsprechenden Transportaufwendungen kalkuliert. Für die UF ist ein relativ geringer Konzentrationsfaktor von 3 unterstellt, was einer Retentatmenge von einem Drittel der Dünngüllemenge entspricht.
Alle Nutzungskonzepte mit einer Separierung bzw. UF bieten die Möglichkeit Nährstoffe in andere Gebiete zu transportieren.

5.4. Kostenkalkulationen

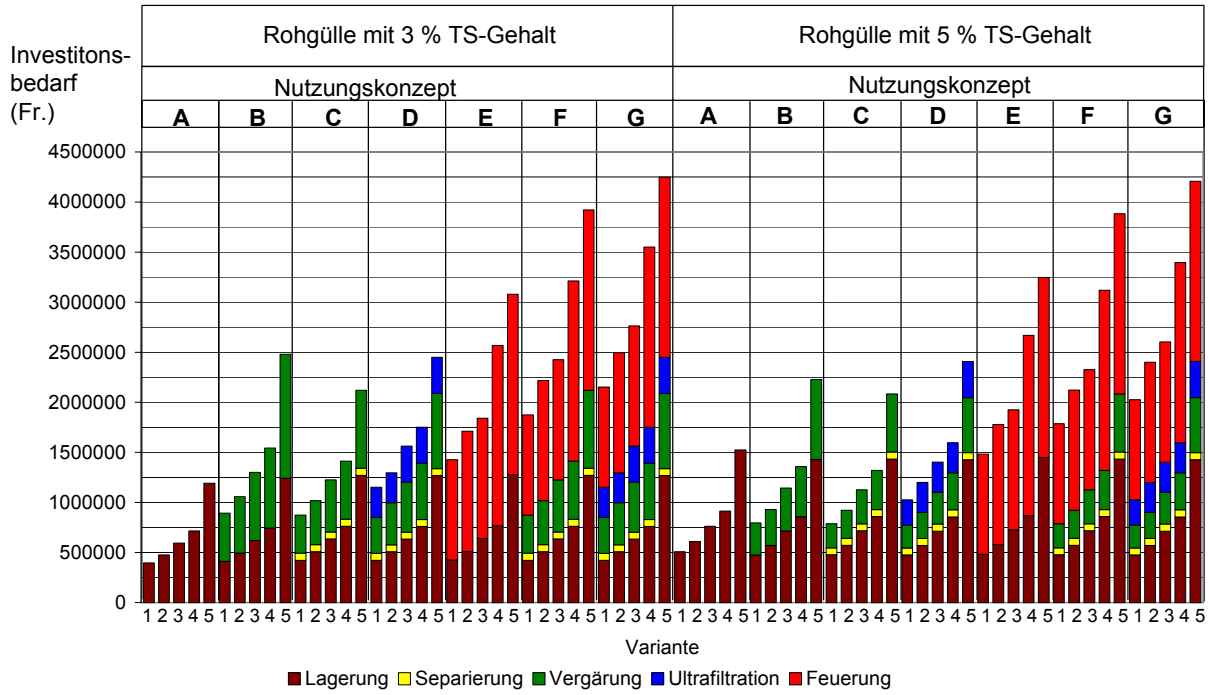
5.4.1. Investitionsbedarf

Zur Kalkulation des Investitionsbedarfs wurden folgende Bereiche berechnet:

- Lagerung in offenen Behältern aus Beton inkl. Rührwerk für Rohgülle mit 3 % TS-Gehalt bzw. Lagerung in geschlossenen Behältern für Rohgülle mit 5 % TS-Gehalt
- Separierung mit Beschickungspumpe, Separator, Dünngülleförderpumpe, Feststoffaustragschnecke, Steuerung und gedeckte Feststofflagerfläche
- Vergärung inkl. Fermenter, Rührwerk, Beschickungspumpe, Gaslager, BHKW, Steuerung
- Ultrafiltration inkl. Arbeitsbehälter, Speise- und Zirkulationspumpe, Membranen, Steuerung
- Feuerung inkl. Brennstofflager, Mischer, Feuerungskessel mit gekühltem, bewegtem Rost und gekühlten Wänden, Abgasfilter, Ascheauffangbehälter, Steuerung sowie bauliche Anpassungen.

Nicht berücksichtigt sind weitergehende bauliche Anpassungen (Gebäudehülle) sowie allfällige Beiträge an Güllelager. Transportmittel, Gülle- bzw. Feststoffausbringgeräte sowie Traktoren sind als Investition nicht berechnet, da diese nicht ausschliesslich dem jeweiligen Nutzungskonzept zugeordnet werden können. Sie sind entsprechend bei den Jahreskosten miteinkalkuliert.

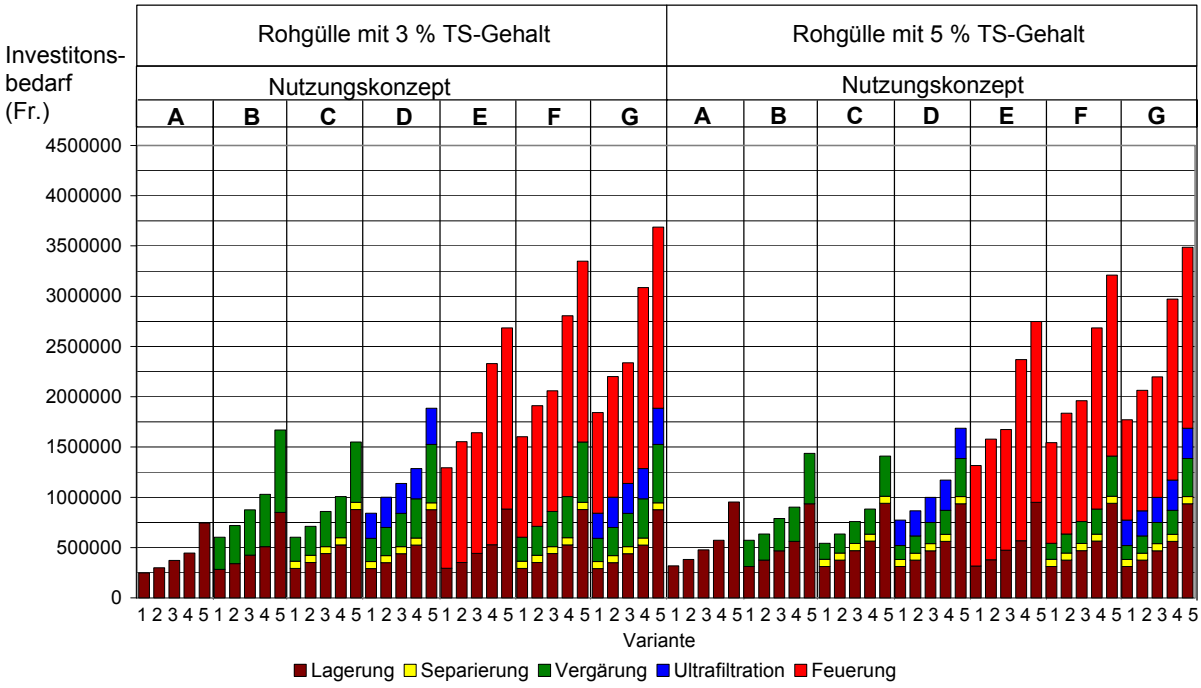
In Abbildung 28 und Abbildung 29 sind der Investitionsbedarf in Abhängigkeit des TS-Abtrenngrades der Separierung dargestellt. Die entsprechenden Tabellen finden sich im Anhang.



Berechnungsbasis:	Feuerung	Feuerung	Erforderliche	Entsprechende Güllemenge (m3/Jahr)	
Variante	Leistung (MWth)	Betriebsdauer (h/Jahr)	Feststoffmenge (t/Jahr)	bei 3 % TS-Gehalt	bei 5 % TS-Gehalt
1	0.5	5000	295	11121	6672
2	0.75	4000	354	13345	8007
3	0.75	5000	442	16681	10009
4	1.5	3000	531	20017	12010
5	1.5	5000	885	33362	20017

Abbildung 28: Investitionsbedarf der Nutzungskonzepte bei einem TS-Abtrenngrad der Separierung von 25 % und in Abhängigkeit der Feuerungsanlage

Grundsätzlich steigt der Investitionsbedarf innerhalb jedes Nutzungskonzeptes mit zunehmender Rohgüllemenge an. Weiter ist ersichtlich, dass tendenziell mit zunehmender energetischer Nutzung, Konzepte B bis G, der Investitionsbedarf grösser wird.
Die Kosten der Güllelagerung sind bedeutend. Sie liegen anteilsmässig bei den Konzepten ohne Feuerung bei etwa 50 % der Gesamtinvestitionen.
Der TS-Gehalt in der Rohgülle übt einen starken Einfluss auf den Investitionsbedarf der Vergärung aus. Die Vergärung dünner Rohgülle (3 % TS-Gehalt) benötigt einen um rund 50 % höheren Investitionsbedarf als die konventionelle Güllebewirtschaftung bzw. um einen Drittel höheren bei TS-reicher Rohgülle.
Die Vergärung der Dünngülle im Festbettreaktor ist geringfügig günstiger als die Vergärung der Rohgülle und die Vergärung im Membranreaktor etwas teurer.
Im Vergleich zur Vergärung ist die Investitionshöhe bei der Separierung und der UF weniger stark von der zu verarbeitenden Güllemenge abhängig. Dies liegt daran, dass beide Verfahren relativ hohe Grundinvestitionen benötigen.
Die Feuerung kostet zwischen Fr. 1 Mio. bis Fr. 1.8 Mio. und ist um rund 50 % teurer als die Vergärung der Rohgülle.

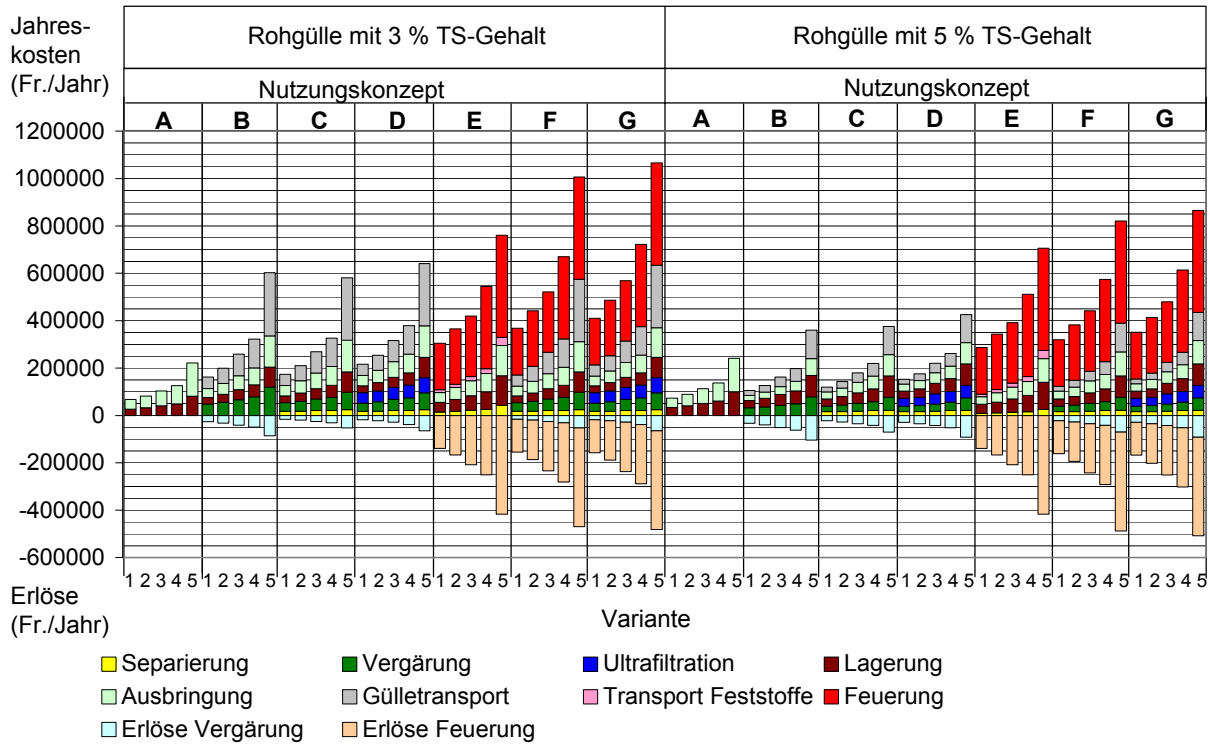


Berechnungsbasis:	Feuerung	Feuerung	Erforderliche	Entsprechende Güllemenge (m3/Jahr)	
Variante	Leistung (MWth)	Betriebsdauer (h/Jahr)	Feststoffmenge (t/Jahr)	bei 3 % TS-Gehalt	bei 5 % TS-Gehalt
1	0.5	5000	295	6950	4170
2	0.75	4000	354	8341	5004
3	0.75	5000	442	10426	6255
4	1.5	3000	531	12511	7506
5	1.5	5000	885	20851	12511

Abbildung 29: Investitionsbedarf der Nutzungskonzepte bei einem TS-Abtrenngrad der Separierung von 40 % und in Abhängigkeit der Feuerungsanlage

5.4.2. Betriebskosten

Die Betriebskosten umfassen Abschreibungen, Zinsen auf dem investierten Kapital, Versicherungen, Reparaturen, Energie- und Arbeitskosten. Nähere Angaben finden sich in Tabelle 3.
Da für die Nutzungskonzepte B, C, D, F und G zentrale Aufbereitungsanlagen unterstellt sind, muss die einzelbetrieblich anfallende Rohgülle zur Aufbereitungsanlage transportiert und die behandelte Gülle wieder zurück auf die Betriebe geführt werden. Die Transportdistanzen belaufen sich auf 5 bis 11 km (vgl. Kapitel 3.2). Beim Nutzungskonzept A erfolgt keine Aufbereitung der Gülle und beim Konzept E wird die Separierung mit einer fahrbaren Anlage überbetrieblich durchgeführt und die Feststoffe zur zentralen Feuerungsanlage transportiert.
Die Nutzungskonzepte C, D, F und G mit einer stofflichen Aufbereitung der Gülle führen zu nährstoffkonzentrierten Endprodukten. Es wird davon ausgegangen, dass diese Produkte in Gebiete mit einem Nährstoffbedarf transportiert und eingesetzt werden. Die mittlere Transportdistanz für die separierten Feststoffe ist mit 60 km berechnet. Das Retentat aus der UF wird gleich weit transportiert wie die behandelte Gülle, nämlich zwischen 5 und 11 km. Dabei wurde unterstellt, dass das UF-Retentat zu Betrieben innerhalb der Region geführt wird, die bisher mit Gülleabnahmeverträgen ihren Nährstoffbedarf ausgeglichen haben und an Stelle der Gülle das Retentat übernehmen.



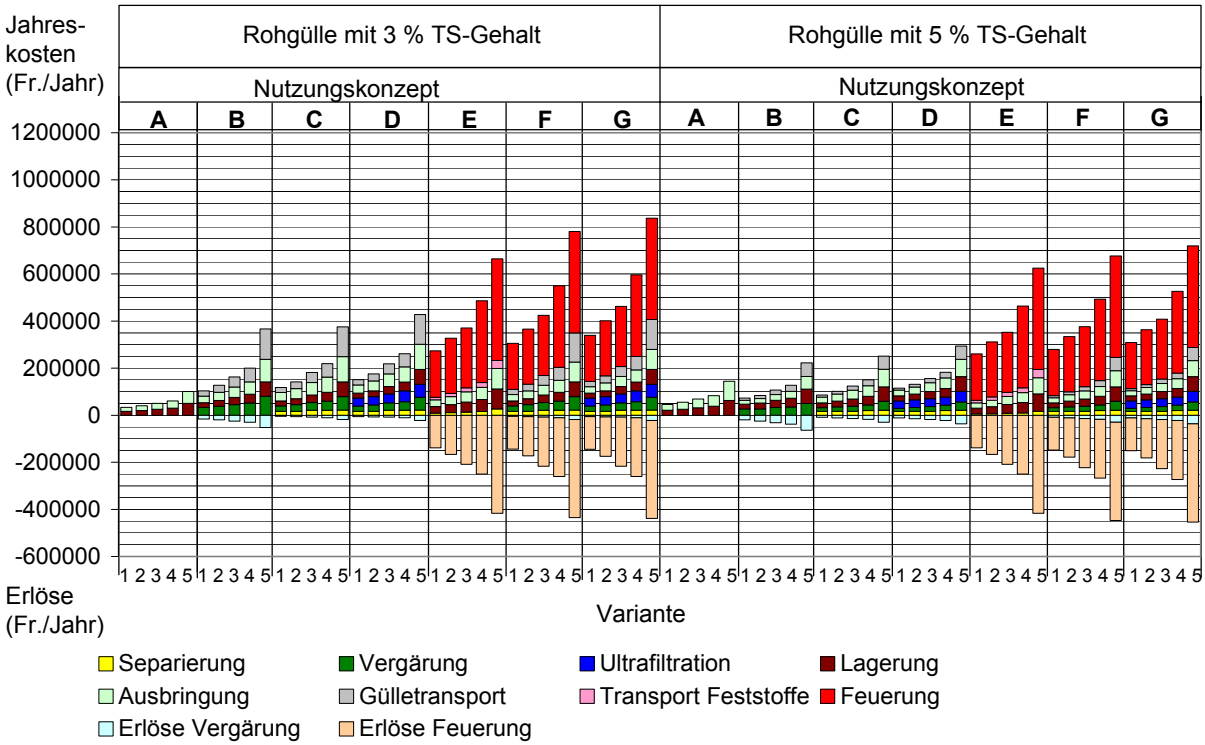
Berechnungsbasis:	Feuerung	Feuerung	Erforderliche	Entsprechende Güllemenge (m3/Jahr)	
Variante	Leistung (MWth)	Betriebsdauer (h/Jahr)	Feststoffmenge (t/Jahr)	bei 3 % TS-Gehalt	bei 5 % TS-Gehalt
1	0.5	5000	295	11121	6672
2	0.75	4000	354	13345	8007
3	0.75	5000	442	16681	10009
4	1.5	3000	531	20017	12010
5	1.5	5000	885	33362	20017

Abbildung 30: Betriebskosten der Nutzungskonzepte bei einem TS-Abtrenngrad der Separierung von 25 % und in Abhängigkeit der Feuerungsanlage

Die Biogasmengen bei der Vergärung der Dünngülle im Festbettreaktor sind mit anteilsmässig 64 % bei 25 % TS-Abtrenngrad und 51 % bei 40 % TS-Abtrennung der Gasmenge der Roh-

güllevergärung berechnet. Die Anteile beim Membranreaktor beziffern sich auf 88 % bzw. 71 % der Rohgüllevergärung.
Die Betriebskosten sind ohne jegliche Unterstützungsbeiträge an Vergärungs- bzw. Feuerungsanlagen gerechnet. Bei allen Nutzungskonzepten mit einer Energiegewinnung sind zusätzlich die Erlöse angegeben. Der Einspeisetarif für den Strom ist mit Rp. 16 pro kWh_{el} und die Wärme mit Rp. 5 pro kWh_{th} kalkuliert. Sämtliche Aufwendungen an Strom und Wärme für den Betrieb der Vergärungs- bzw. Feuerungsanlage sind vom Erlös in Abzug gebracht.

In Abbildung 30 und Abbildung 31 sind die Betriebskosten in Abhängigkeit des TS-Abtrenngrades der Separierung dargestellt. Die entsprechenden Tabellen sind im Anhang erwähnt.
Die Betriebskosten liegen zwischen Fr. 65'000.- (A) und Fr. 1.05 Mio. (G) bei einer Rohgülle mit 3 % TS bzw. zwischen Fr. 40'000.- und Fr. 850'000.- bei Gülle mit 5 % TS (Abbildung 30). Die etwas höheren Lagerkosten bei der Gülle mit 5 % TS sind auf die geschlossenen Lagerbehälter zurückzuführen.
Aus dem Vergleich der Betriebskosten geht hervor, dass Gülle mit einem TS-Gehalt von 3 % zur energetischen Nutzung immer Mehrkosten im Vergleich zur nichtenergetischen Nutzung (Konzept A) verursacht. Hingegen belaufen sich die Betriebskosten ohne Transportaufwendungen bei der Vergärung der Rohgülle (B) mit einem TS-Gehalt von 5 % auf nur rund 60 % derjenigen der Rohgülle ohne Behandlung (A). Beim Festbettreaktor (C) betragen die Kosten ohne Transportaufwendungen rund 90 % und beim Membranreaktor etwa 120 % derjenigen der Rohgülle ohne Behandlung (A). Der Membranreaktor ist aufgrund des höheren verfahrenstechnischen Aufwands teurer.
Die Biomassefeuerung erzielt einen Erlös, der zwischen 70 % und 97 % der Betriebskosten der Feuerung deckt.
Die Betriebskosten bei einem TS-Abtrenngrad von 40 % und folglich geringeren Güllemengen als bei 25 % TS-Abtrenngrad liegen zwischen Fr. 34'000.- (A) und Fr. 840'000.- (G) für Gülle mit einem TS-Gehalt von 3 % und zwischen Fr. 45'000.- (A) und Fr. 720'000.- (G) bei einem TS-Gehalt von 5 % (Abbildung 31).
Das Konzept A ist bei der Gülle mit 3 % TS immer billiger als alle anderen Konzepte. Bei Gülle mit einem TS-Gehalt von 5 % belaufen sich die Kosten auf Fr. 45'000.- bis Fr. 144'000.- im Jahr.
Die Rohgüllevergärung kostet zwischen Fr. 43'000.- und Fr. 100'000.- ohne den Transportaufwand. Die Vergärung der Rohgülle führt somit zu Kosteneinsparungen von 5 % bzw. 30 % gegenüber der Rohgülle ohne energetische Nutzung.
Die Vergärung im Festbett mit 5 % TS-haltiger Gülle führt zu etwas höheren Betriebskosten zwischen Fr. 68'000.- und 165'000.- bzw. zu einem Mehraufwand von 15 % bis 50 % gegenüber der Gülle ohne energetischer Nutzung.
Die Biomassefeuerung verursacht nach Abzug der Wärmeerlöse bei Anlagen mit einer Leistung von 0.5 MWth Kosten von Fr. 57'000.- und bei Anlagen mit 1.5 MWth nur noch Fr. 14'000.- im Jahr.



Berechnungsbasis:	Feuerung	Feuerung	Erforderliche	Entsprechende Güllemenge (m3/Jahr)	
Variante	Leistung (MWth)	Betriebsdauer (h/Jahr)	Feststoffmenge (t/Jahr)	bei 3 % TS-Gehalt	bei 5 % TS-Gehalt
1	0.5	5000	295	6950	4170
2	0.75	4000	354	8341	5004
3	0.75	5000	442	10426	6255
4	1.5	3000	531	12511	7506
5	1.5	5000	885	20851	12511

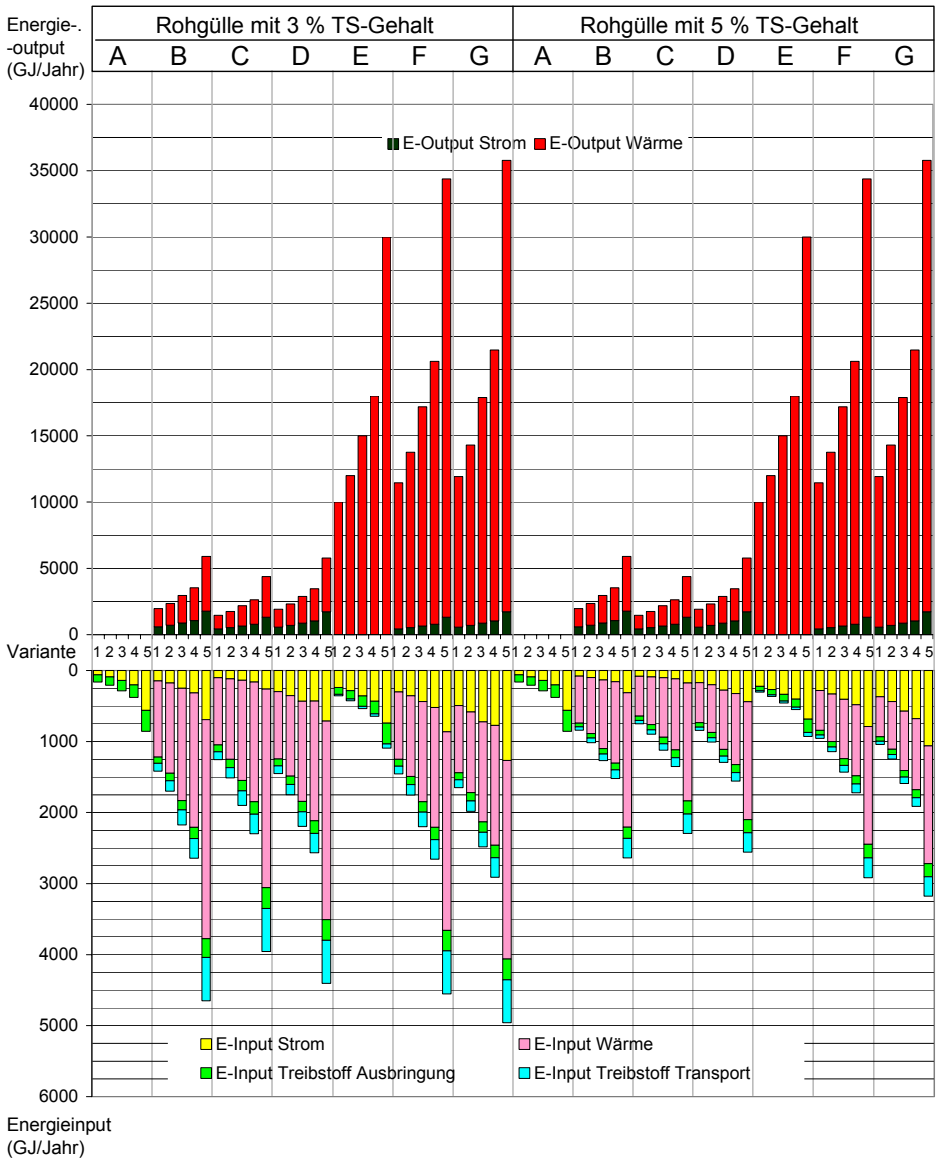
Abbildung 31: Betriebskosten der Nutzungskonzepte bei einem TS-Abtrenngrad der Separierung von 40 % und in Abhängigkeit der Feuerungsanlage

Aus der Gegenüberstellung der Betriebskosten geht hervor, dass eine energetische Nutzung der Gülle über die Vergärung umso teurer wird, je mehr Verdünnungswasser der Rohgülle zugegeben wird. Die Vergärung der Rohgülle mit einem TS-Gehalt von 5 % führt zu geringeren Betriebskosten als die nicht energetische Nutzung der Gülle. Bei Güllemengen ab rund 10'000 m^3 im Jahr stellt die Vergärung mit dem Festbettreaktor eine Alternative dar. Die Betriebskosten der Biomassefeuerung in grösseren Anlagen die geringsten Kosten aller Prozessschritte aufweist.

5.4.3. Energieinput und Energieoutput

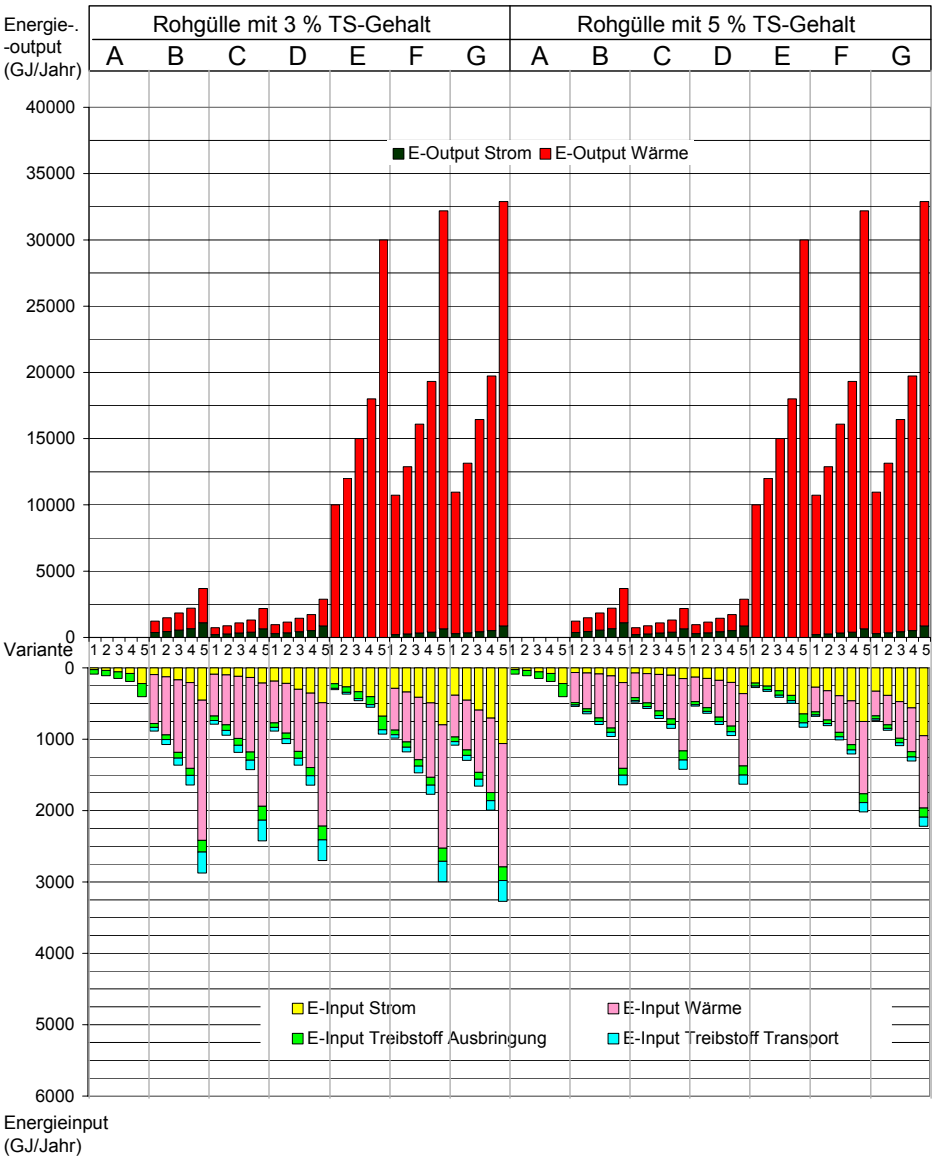
Da die Nutzungskonzepte auf zentralen Behandlungsanlagen basieren bei denen die Gülle verschiedener Landwirtschaftsbetriebe angeliefert wird, umfasst der Energieinput neben dem Energiebedarf für den Anlagenbetrieb zusätzlich die auf den Betrieben notwendige Energie, wie Strom für das Rühren als auch Treibstoff für die Ausbringung der Gülle. Separat ausgewiesen ist der Treibstoffbedarf für den Transport der Rohgülle zur zentralen Anlage wie auch der Rücktransport auf die Betriebe. Der Energieoutput im Vergleich zum Energieinput sind in Abhängigkeit der Feuerungsanlage und dem TS-Abtrenngrad der Separierung in den Abbildung 32 und Abbildung 33 dargestellt. Die entsprechenden Werte sind in den Tabellen im Anhang erwähnt.

Die Bewirtschaftung der Rohgülle ohne energetische Nutzung benötigt zwischen 160 GJ und 300 GJ. Weil zur Ausbringung immer verdünnte Gülle mit einem TS-Gehalt von 2.7 % berechnet ist und damit immer dieselbe Güllemenge ausgebracht wird, ist der Energieinput bei einem TS-Gehalt von 3 % gleich hoch wie bei 5 %.
Im Vergleich dazu weisen alle weiteren Konzepte (B bis G) einen mehrfach höheren Energieinput auf, führen aber zu einem Energiegewinn, der in jedem Fall den Energieinput übertrifft. Es ist hingegen ersichtlich, dass eine zentrale Behandlung der Gülle, die entsprechende Transporte bedingt, aus energetischer Sicht auf TS-reicher Gülle basieren muss.



Berechnungsbasis:	Feuerung	Feuerung	Erforderliche	Entsprechende Güllemenge (m3/Jahr)	
Variante	Leistung (MWth)	Betriebsdauer (h/Jahr)	Feststoffmenge (t/Jahr)	bei 3 % TS-Gehalt	bei 5 % TS-Gehalt
1	0.5	5000	295	11121	6672
2	0.75	4000	354	13345	8007
3	0.75	5000	442	16681	10009
4	1.5	3000	531	20017	12010
5	1.5	5000	885	33362	20017

Abbildung 32: Energieinput und - output der Nutzungskonzepte bei einem TS-Abtrenngrad der Separierung von 25 % und in Abhängigkeit der Feuerungsanlage



Berechnungsbasis: Variante	Feuerung Leistung (MWth)	Feuerung Betriebsdauer (h/Jahr)	Erforderliche Feststoffmenge (t/Jahr)	Entsprechende Güllemenge (m3/Jahr) bei 3 % TS-Gehalt	bei 5 % TS-Gehalt
1	0.5	5000	295	6950	4170
2	0.75	4000	354	8341	5004
3	0.75	5000	442	10426	6255
4	1.5	3000	531	12511	7506
5	1.5	5000	885	20851	12511

Abbildung 33: Energieinput und - output der Nutzungskonzepte bei einem TS-Abtrenngrad der Separierung von 40 % und in Abhängigkeit der Feuerungsanlage

5.4.4. Vor- und Nachteile der Nutzungskonzepte

Tabelle 20: Vorteile und Nachteile der Nutzungskonzepte

Vorteile	Nachteile
Nutzungskonzept A: Rohgülle ohne Energiegewinnung	
- geringer Investitionsbedarf - einfache Handhabung - bekannte Technik	- nicht zu unterschätzende Betriebskosten - Verdünnung notwendig - grosse Gefahr von Emissionen bei und nach Ausbringung - keine Energienutzung
Nutzungskonzept B: Rohgülle Vergärung	
- erhöhte Pflanzenverträglichkeit und Düngerwert - besseres Fliessverhalten, keine Wasserverdünnung - Geruchsreduktion - Energiegewinnung - Erlöse aus Energieverkauf; Ersatz fossiler Energieträger	- erhöhtes Risiko von Ammoniakemissionen - zusätzliche Kosten - höherer Arbeitsaufwand
Nutzungskonzept C: Dünngüllevergärung mit Festbettreaktor	
- gesteigerte Pflanzenverträglichkeit und Düngerwert - stark verbessertes Fliessverhalten, keine Wasserverdünnung - Geruchsreduktion - Energiegewinnung - Erlöse aus Energieverkauf; Ersatz fossiler Energieträger - kleines Fermentervolumen - P-Reduktion um 20 bis 25 % bei Nährstoffexport	- Separierung notwendig - aufwendigere Verfahrenstechnik - erhöhter Betreuungsaufwand - grössere Betriebskosten - Verstopfungsgefahr des Festbetts - Langzeitverhalten des Reaktors wenig bekannt
Nutzungskonzept D: Dünngüllevergärung mit Membranreaktor	
- erheblich gesteigerte Pflanzenverträgl. u. Düngerwert - optimales Fliessverhalten, keine Wasserverdünnung - Geruchsreduktion - Energiegewinnung - Erlöse aus Energieverkauf; Ersatz fossiler Energieträger - kleines Fermentervolumen - P-Reduktion über 95 % bei Nährstoffexport	- Separierung notwendig - aufwendige Verfahrenstechnik - erhöhter Betreuungsaufwand - hoher Investitonsbedarf und Betriebskosten - für Gülle weitgehend unbekannte Technik
Nutzungskonzept E: Separierung und Feuerung	
- Nutzung der wenig düngerelevanten Güllefraktion - gesteigerter Pflanzenverträgl. u. Düngerwert - verbessertes Fliessverhalten, keine Wasserverdünnung - Geruchsreduktion - Energiegewinnung - Erlöse aus Energieverkauf; Ersatz fossiler Energieträger - P-Reduktion um 20 bis 25 % bei Ascheexport	- ausschliessliche Wärmegewinnung - hoher Investitionsbedarf und Betriebskosten - erst bei grösseren Feuerungsanlagen wirtschaftlich sinnvoll (Economy of scale)
Nutzungskonzept F: Dünngüllevergärung mit Festbettreaktor und Feuerung	
- Nutzung der wenig düngerelevanten Güllefraktion - stark gesteigerte Pflanzenverträgl. und Düngerwert - stark verbessertes Fliessverhalten, keine Wasserverdünnung - Geruchsreduktion - Energiegewinnung - Erlöse aus Energieverkauf; Ersatz fossiler Energieträger - P-Reduktion um 20 bis 25 % bei Nährstoffexport	- zusätzliche Stromgewinnung - hoher Investitionsbedarf und Betriebskosten - erst bei grösseren Feuerungsanlagen wirtschaftlich sinnvoll (Economy of scale)
Nutzungskonzept F: Dünngüllevergärung mit Membranreaktor und Feuerung	
- Nutzung der wenig düngerelevanten Güllefraktion - erheblich gesteigerte Pflanzenverträgl. u. Düngerwert - optimales Fliessverhalten, keine Wasserverdünnung - Geruchsreduktion - Energiegewinnung - Erlöse aus Energieverkauf; Ersatz fossiler Energieträger - P-Reduktion über 95 % bei Nährstoffexport	- zusätzliche Stromgewinnung - sehr hoher Investitionsbedarf und Betriebskosten - erst bei grösseren Feuerungsanlagen wirtschaftlich sinnvoll (Economy of scale)

6. Fallstudie Co-Vergärung

Bei der Co-Vergärung wurden zwei unterschiedliche Praxisanlagen untersucht. Die Berechnungsgrundlagen sind in Kapitel 3.2 beschrieben.

Die **Co-Vergärungsanlage ohne Nachbehandlung** umfasst die Vorgrube, Fermenter, BHKW und das gedeckte Endlager (Abbildung 34). Die anfallende Gülle mit 1‘500 m^3 pro Jahr wird mit Co-Substraten, rund 800 t im Jahr, in der Vorgrube gemischt. Die Vorgrube ist gedeckt. Während des Mischens wird die Abluft abgesaugt und in einem Abluftwäscher gereinigt. Die Co-Substrate bestehen aus Gemüseabfällen, Mühlenabgang, Darminhalt und Rasenschnitt. Die vergorene Gülle wird in einem gedeckten mit Entlüftungsöffnungen versehenen Endlager zwischengelagert und mittels Schleppschlauchverteiler ausgebracht.

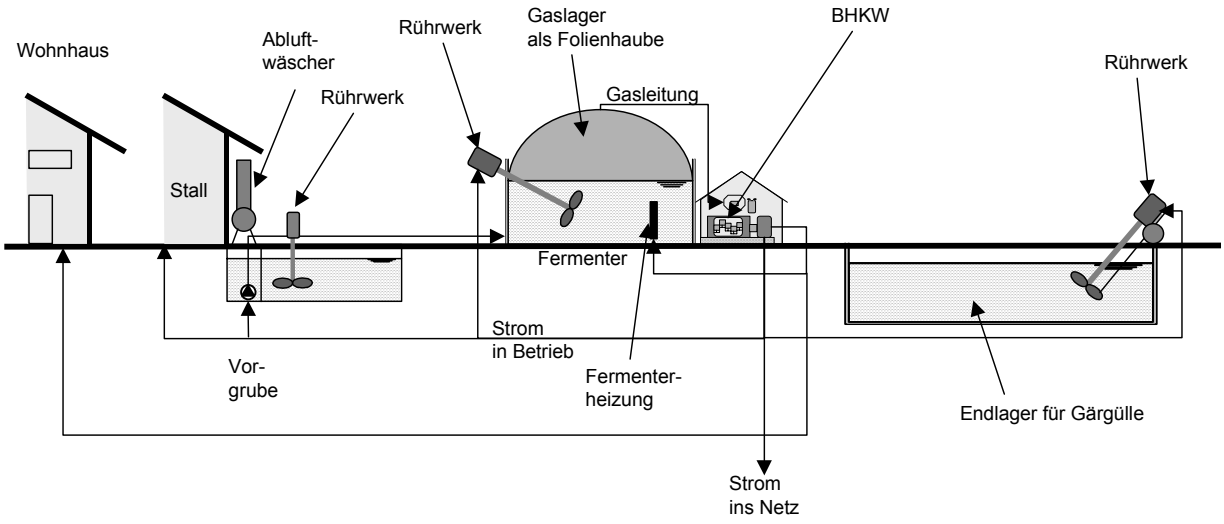


Abbildung 34: Schema der Co-Vergärungsanlage ohne Nachbehandlung

Die **Co-Vergärungsanlage mit Nachbehandlung** vergärt neben der anfallenden Gülle, rund 2‘000 m^3 pro Jahr, weitere Abfälle, etwa 500 t im Jahr. Die Co-Substrate bestehen aus Grüngut, Rasenschnitt und Getreideabgang. Die Nachbehandlung befindet sich im Stadium der Weiterentwicklung und Optimierung.

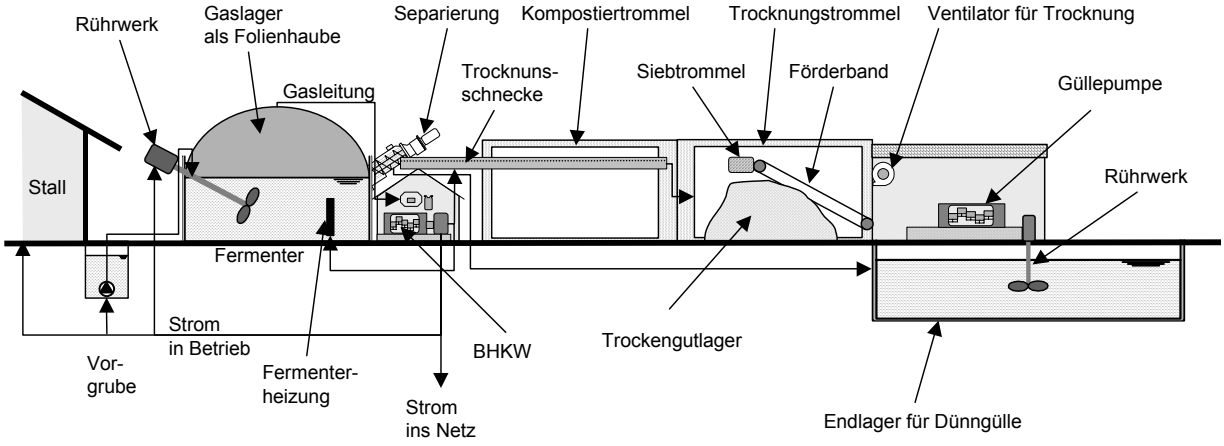


Abbildung 35: Schema der Co-Vergärungsanlage mit Nachbehandlung

Nach der Vergärung erfolgt eine Separierung des vergorenen Substrates. Die dabei entstehende Dünngülle wird in einem nachfolgenden Sedimentationsschritt (zweite Separierstufe) noch weiter aufgetrennt. Die dünnflüssige Phase gelangt anschliessend ins gedeckte Endlager, das ebenfalls Entlüftungsöffnungen aufweist. Die Feststoffe werden in die Komposttrommel gefördert. Nach der Kompostierung gelangen sie in die Trocknungstrommel und werden am Schluss gesiebt. Zur Zwischenlagerung des gesiebten „Erdensubstrates" ist eine gedeckte Lagerfläche vorhanden. Die Sedimente aus der zweiten Separierstufe werden in einer Trocknungsschnecke mit der Abwärme des BHKW's vorgetrocknet und den kompostierten Feststoffen beigegeben. Beide Trommeln sind isoliert und weisen einen Inhalt von je 30 m^3 auf. Die Beschickung erfolgt zweimal pro Tag. Die Aufenthaltsdauer in der Kompostiertrommel beläuft sich auf etwa 3 Wochen und in der Trocknungstrommel 10 bis 14 Tage.
Die vergorene Dünngülle wird etwa je zur Hälfte mittels Verschlauchung und mittels Güllefass ausgebracht.
In Tabelle 21 sind der Investitionsbedarf und die berechneten Betriebskosten der beiden Co-Vergärungsanlagen gegenübergestellt.

Tabelle 21: Kostengegenüberstellung der beiden Co-Vergärungsanlagen

Co-Vergärung		Feststoffnachbehandlung	
		ohne	mit
Gülleanfall	m^3/Jahr	1500	2000
Co-Substrate	t/Jahr	800	500
Fermentervolumen	m^3	300	400
BHKW-Leistung	kWel	75	75
Produziertes Biogas	m^3/Jahr	180000	130000
Investitionsbedarf			
Lager	Fr.	130000	145000
Vergärung	Fr.	250000	280000
Nachbehandlung	Fr.	0	201000
Investitionsbedarf gesamt	Fr.	380000	626000
Jahreskosten			
Lager	Fr./Jahr	12800	14800
Vergärung	Fr./Jahr	34500	37700
Nachbehandlung	Fr./Jahr	0	23300
Ausbringung	Fr./Jahr	8800	7800
Jahreskosten gesamt	Fr./Jahr	56200	83700
Einnahmen Strom+Wärme	Fr./Jahr	77000	34100
Einnahmen Co-Substrate	Fr./Jahr	25000	67500
Einnahmen Erdensubstratverkauf	Fr./Jahr	0	4200
Erlös	Fr./Jahr	-45800	-22100

Der Investitionsbedarf der Anlage ohne Nachbehandlung beträgt Fr. 380'000.-, wovon die Biogasanlage Fr. 250'000.- ausmacht. Die Betriebskosten belaufen sich auf Fr. 56'000.-. Die Co-Vergärung produziert 180'000 m^3 Biogas im Jahr bzw. etwa 1'200 GJ Strom und 2'000 GJ Wärme. Die Einnahmen umfassen gesamthaft Fr. 100'000.-, wobei für den Einspeisetarif Rp. 16 pro kWh Strom und für die effektiv genutzte Wärme Rp. 5 pro kWh angenommen wurden. Die Einnahmen aus Gebühren für die Grüngutübernahme betragen gemäss Angaben des Betriebsleiters Fr. 25'000.-.

Die Anlage mit Nachbehandlung produziert 130'000 m^3 Biogas im Jahr bzw. etwa 900 GJ Strom und 1'500 GJ Wärme. Die Einnahmen aus der Stromeinspeisung betragen knapp Fr. 34'000.- (Einspeisetarif Rp. 16/kWh). Bei der Wärme wurde nur der Anteil gerechnet, der zur Behandlung der separierten Feststoffe erforderlich ist. Dieser Anteil liegt bei knapp Fr. 400.-. Der höchste Beitrag der Einnahmen stammt aus den Abfallgebühren mit Fr. 135.- pro t (Angabe des Betriebsleiters).

Den Energiefluss der Co-Vergärungsanlage ohne Nachbehandlung zeigt Abbildung 36. Die Rohgülle und die Co-Substrate weisen einen Energieinhalt von 4'300 GJ auf. Das Biogas mit 3'800 GJ wird im BHKW in Strom und Wärme umgewandelt. Zusätzlich ist eine Energiemenge von 300 GJ in Form von Zündöl für den Betrieb des BHKW notwendig. Die Wärmeverluste des BHKW betragen knapp 850 GJ. Von 2'000 GJ produzierter Wärme nutzt der Betrieb rund 220 GJ einerseits zum Heizen des Wohnhauses (145 GJ), anderseits zur Warmwasserbereitstellung im Landwirtschaftsbetrieb und zur Heutrocknung mit jeweils 36 GJ. Für den Betrieb der Biogasanlage sind 320 GJ, 272 GJ Wärme und 48 GJ Strom, erforderlich. Die Wärmeverluste des Fermenters betragen 67 GJ. 2 GJ Strom werden für den Betrieb des Rührwerks im Endlager eingesetzt. Zur Ausbringung der Gärgülle werden 20 GJ in Form von Diesel benötigt. 1'185 GJ Strom werden ins Netz eingespiesen. Rund 1‘500 GJ Wärme werden nicht genutzt.

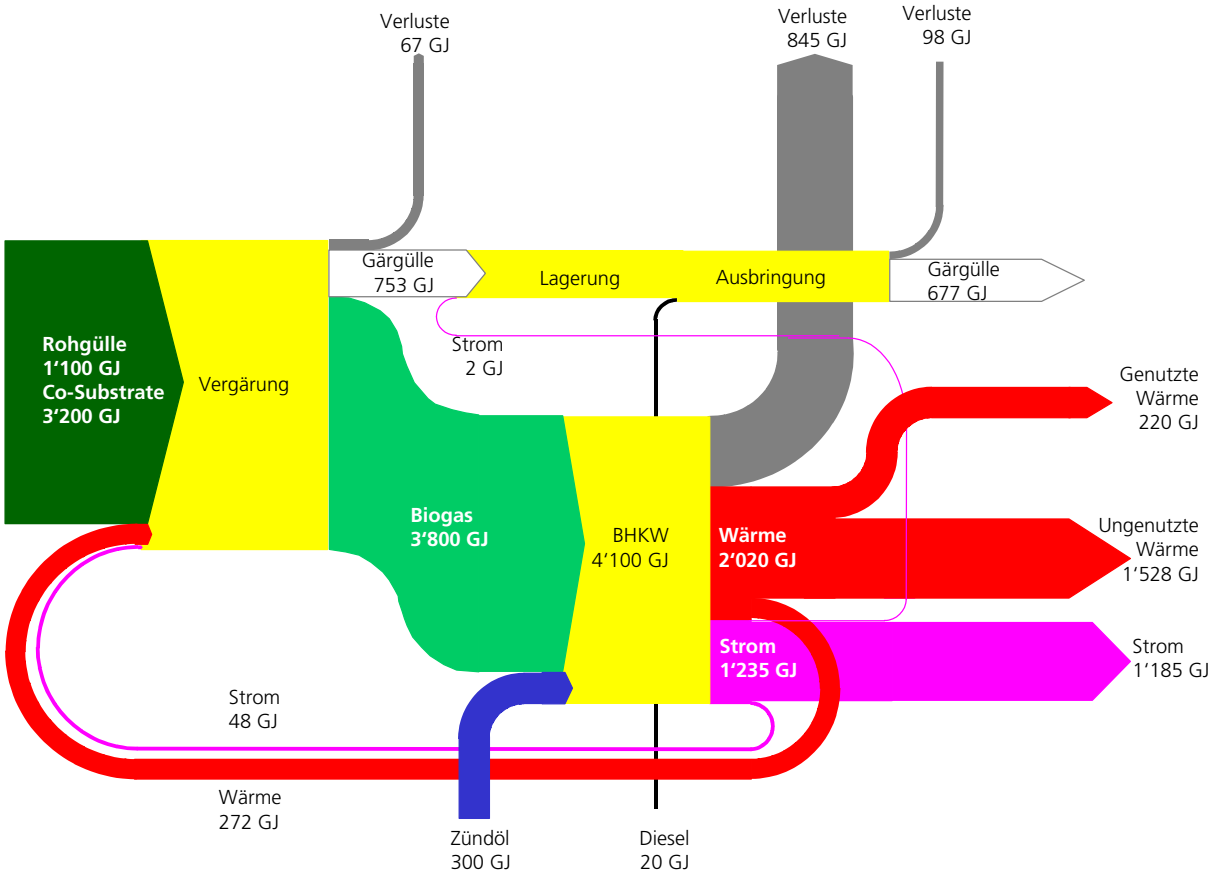


Abbildung 36: Energiefluss der Co-Vergärung ohne Nachbehandlung

Den Energiefluss der Co-Vergärungsanlage mit Nachbehandlung stellt Abbildung 37 dar. Die Rohgülle und die Co-Substrate haben einen Energieinhalt von 3'400 GJ.
Das BHKW wandelt das Biogas mit 3'125 GJ inkl. Zündöl in 1'510 GJ Wärme und 925 GJ Strom um. Die Wärmeverluste belaufen sich auf 690 GJ.

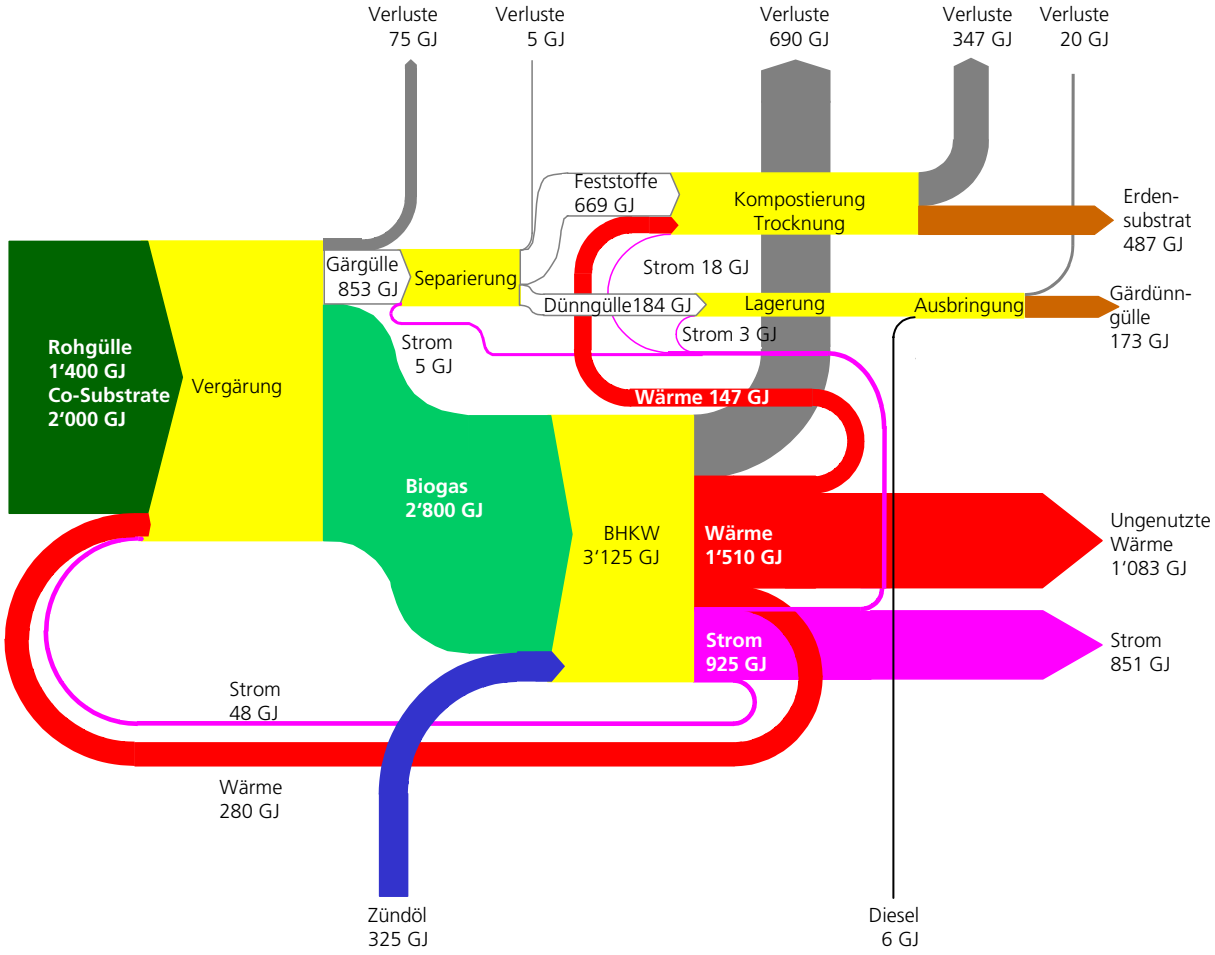


Abbildung 37: Energiefluss der Co-Vergärung mit Nachbehandlung

Die Separierung benötigt 5 GJ Strom. Für die Kompostierung und Trocknung werden 147 GJ Wärme und 18 GJ Strom aufgewendet. Das Pumpen und Rühren zur Ausbringung der separierten Gärdünngülle braucht 3 GJ. Die Verluste entstehen als Abwärme und belaufen sich auf gesamthaft rund 1'100 GJ. 851 GJ Strom können ins Netz eingespiesen werden. Gut 1'000 GJ an Wärme bleiben ungenutzt.

Zur Bestimmung des Massen- und Nährstoffflusses wurden Proben vor Ort gezogen (vgl. Abbildung 46 und Abbildung 47 im Anhang). Die entsprechenden Analysedaten sind ebenfalls im Anhang erwähnt.
Aus 2'300 t Rohmaterial mit 124 t TS im Jahr werden bei der Vergärung rund 210 t Masse mit 75 t TS in Biogas umgewandelt (Abbildung 38). Die restliche Menge gelangt zusammen mit Meteo- und Dachwasser ins Endlager. Die Wassermengen sind nicht genau quantifizierbar, jedoch grösser als 210 t pro Jahr. Die ausgebrachte Güllemenge liegt daher über 2'300 t mit 46 t TS.

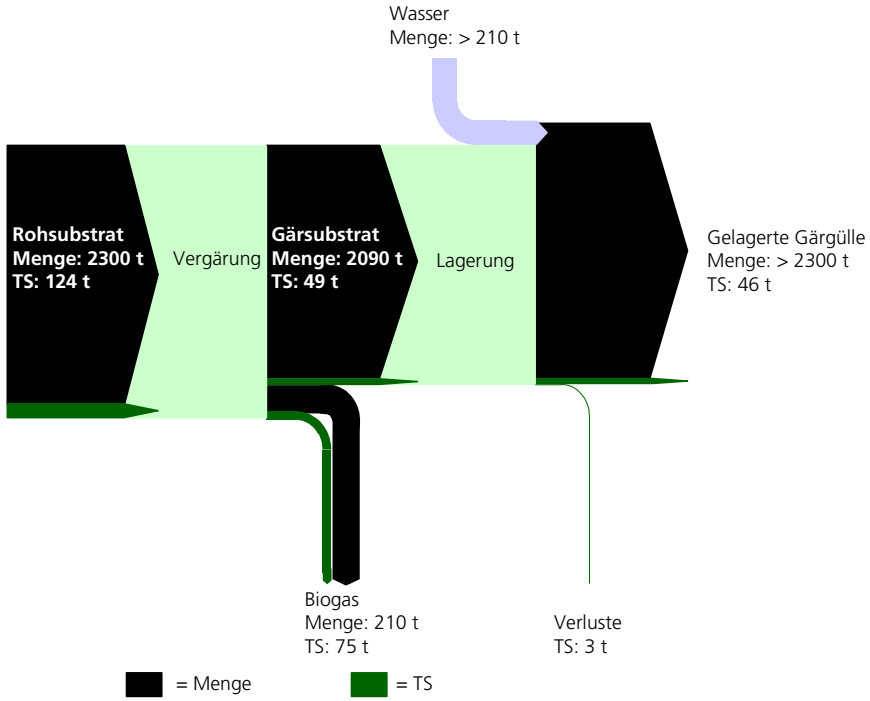


Abbildung 38: Jährlicher Massenfluss bei der Co-Vergärung ohne Nachbehandlung

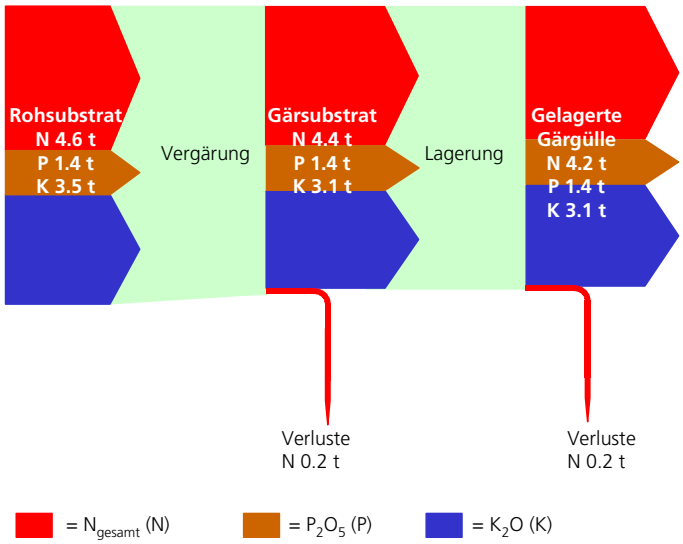


Abbildung 39: Jährlicher Nährstofffluss bei der Co-Vergärung ohne Nachbehandlung

Die untersuchten Proben wiesen im Rohprodukt starke Gehaltsschwankungen auf, was dazu führte, dass keine gesicherten Aussagen über Verluste gemacht werden können (vgl. Tabelle 36 im Anhang). 9.5 t Nährstoffe fallen pro Jahr in Form von Gülle und Co-Substrat auf dem Betrieb an. Während der Vergärung dürften nur geringe Mengen an Stickstoff emittieren. Mit berechneten Verlusten von etwa 4 % sind die Emissionen mit der Literatur vergleichbar [Hersener et al. 2002]. Bei der Lagerung des Gärsubstrats liegen die Stickstoffverluste im Bereich unter 5 % des Gesamtstickstoffs. Die Gesamtstickstoffverluste dürften somit unter 10 % liegen.

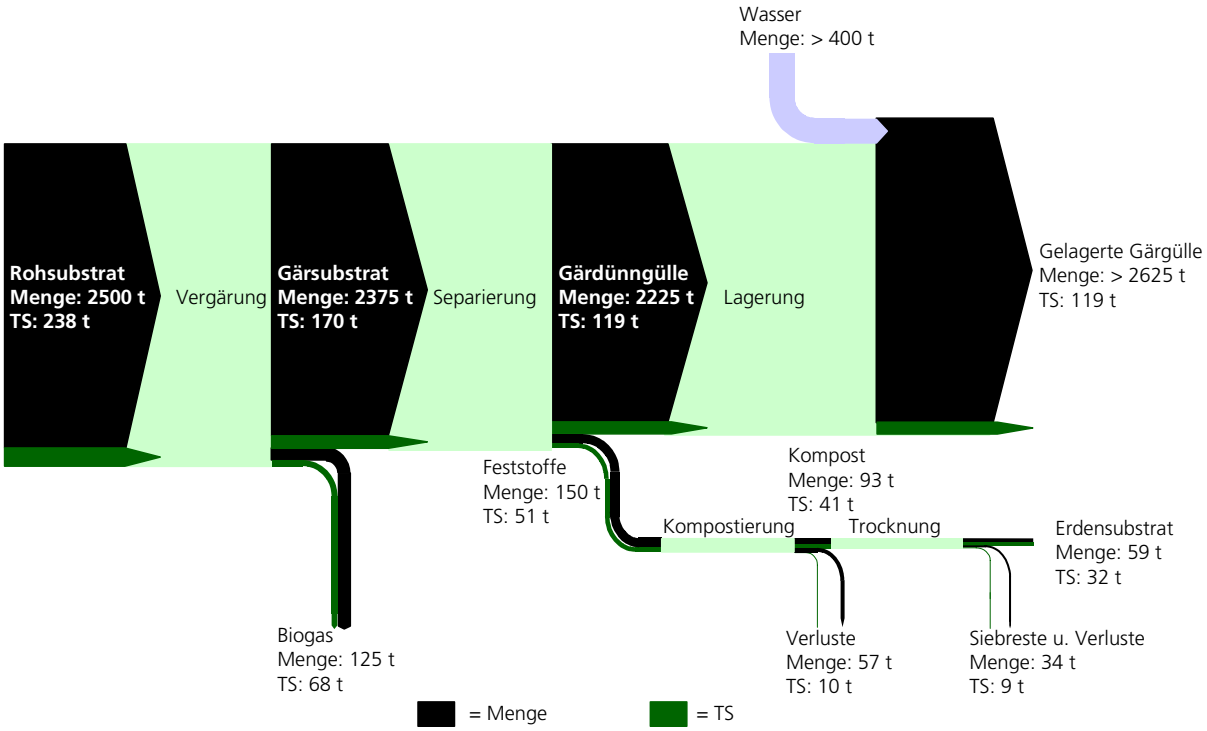


Abbildung 40: Jährlicher Massenfluss bei der Co-Vergärung mit Nachbehandlung

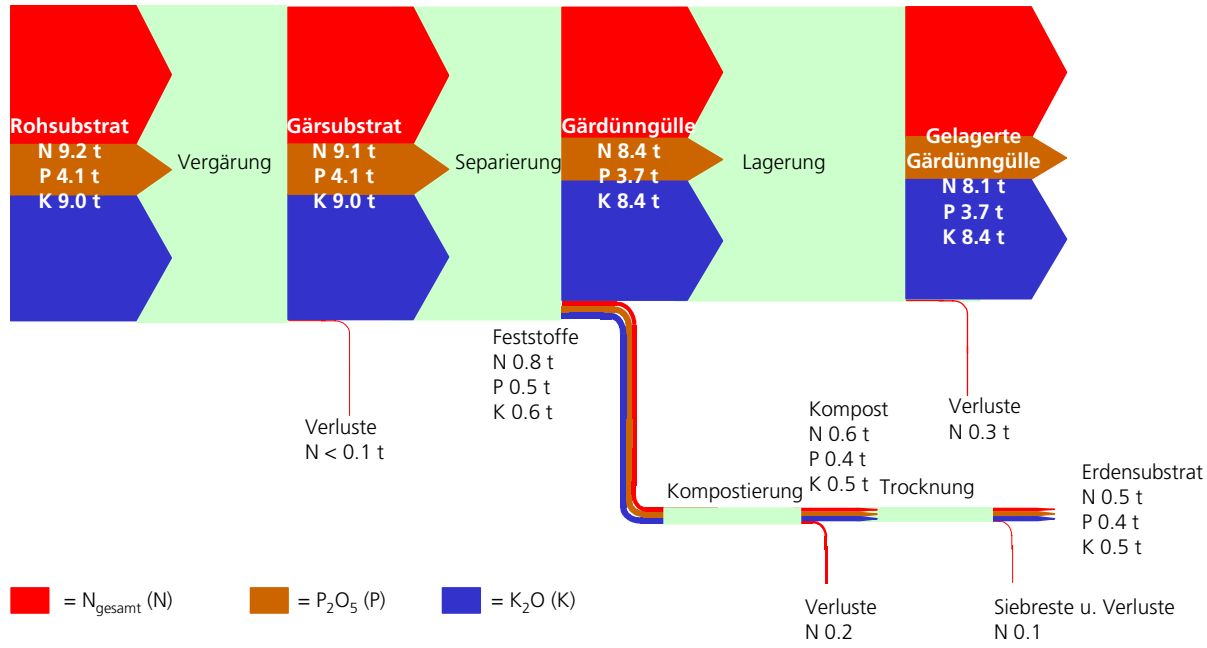


Abbildung 41: Jährlicher Nährstoffffluss bei der Co-Vergärung mit Nachbehandlung

Zur Co-Vergärung mit Nachbehandlung gelangt eine Substratmenge von 2‘500 t mit 238 t TS. Daraus werden 125 t Biogas gewonnen, was einer abgebauten TS-Menge von 68 t TS entspricht. Das Gärsubstrat wird separiert. Die Feststoffe mit 150 t bzw. 51 t TS gelangen zur Kompostierung und Trocknung. Am Ende bleibt ein Erdensubstrat mit 59 t und 32 t TS übrig. Die in der Trocknung aufgezeigten Verluste sind auf das Absieben des Trockenguts zurückzuführen und entsprechen dem Siebrest. Der Siebrest besteht aus groben Holzanteilen. Dieser

Anteil wurde nicht analysiert. Der Massen- bzw. TS-Anteil, der in die Nachbehandlung fliesst, entspricht knapp 6.5 % bzw. 30 %. Die Gärdünngülle mit 2'225 t und 119 t TS wird gelagert. Bei der Lagerung gelangen ungefähr 400 t Wasser und mehr in die Grube.
Während der Vergärung treten Stickstoffverluste von etwa 1 % bezogen auf den Gesamtstickstoff auf, was bezogen auf den Ammoniumgehalt etwa 4 % entspricht.
Zur Nachbehandlung gelangen von den 22 t Nährstoffen im Gärsubstrat nur gerade 1.9 t oder rund 8.5 %. Im Erdensubstrat finden sich noch 1.4 t Nährstoffe oder 6.3 % der ursprünglich im Gärsubstrat enthaltenen Menge. Die Stickstoffverluste in der Nachbehandlung betragen mehr als 35 % bezogen auf den Gesamtstickstoffgehalt in den Feststoffen oder 3 % bezogen auf die gesamte Stickstoffmenge im Rohsubstrat. Während der Lagerung der separierten Gärdünngülle treten Stickstoffverluste von etwa 0.3 t im Jahr auf, was einem Verlust bezogen auf die frisch separierte Gärdünngülle von 3 % bis 4 % gleichkommt. Gesamthaft liegen die Stickstoffverluste für das gesamte Verfahren zwischen 7 % und 8 %.

Wegen der relativ kurzen Beprobungsperiode und den teilweise grossen Gehaltsschwankungen im Rohsubstrat lassen sich keine eindeutigen Rückschlüsse auf die Stickstoffverluste für beide Betriebe ziehen. Um eine präzisere Beurteilung vornehmen zu können, müssten über einen längeren Zeitraum Gehalts-, sowie zusätzlich Stickstoffemissionsmessungen durchgeführt werden.

Im Vergleich zur Co-Vergärung ohne Nachbehandlung scheint die separierte Gärdünngülle während der Lagerung mit 3.5 % weniger Stickstoffverluste als unbehandelte Gärgülle mit 4.5 % zu verursachen, was einer Verlustminderung von beinahe 30 % entspricht.
Die Nachbehandlung führt bezogen auf die Stickstoffmenge im Rohsubstrat insgesamt zu geringen Stickstoffverlusten.
Eine Separierung mit einem leistungsfähigeren Nährstoffabtrenngrad hingegen kann die Situation dahingehend verändern, dass mit höheren Stickstoffverlusten zu rechnen ist. Entsprechende Verlustminderungsmassnahmen wären im konkreten Fall zu prüfen.
Die Co-Vergärung mit Nachbehandlung schneidet wirtschaftlich schwächer ab als die Variante ohne Nachbehandlung. Der Grund liegt vor allem im relativ hohen Holzanteil, der in die Vergärung gelangt. Dies hat eine geringere Gasproduktion von 52 m^3 Biogas pro t gegenüber 78 m^3 zur Folge. Bei gleichen Gaserträgen würde die Gasmenge um 50 % höher liegen und das Betriebsergebnis um rund Fr. 17'000.- verbessern bzw. den Erlös von Fr. 22'100.- auf etwa Fr. 39'000.- steigern.
Eine Nachbehandlung in Form der Separierung und Weiterbehandlung der Feststoffe führt auf Seiten der Gärdünngülle zu einer höheren Flexibilität bei der Ausbringung, weil die Dünngülle auch als Kopfdünger direkt in den stehenden Pflanzenbestand ausgebracht werden kann. Die Volumenverminderung könnte bei anhaltenden Regenperioden dazu führen, dass keine Gülle auf wassergesättigte Böden ausgefahren werden muss. Genauer zu prüfen wären die Auswirkungen der Separierung auf die Nachgärung im Endlager.
Zusätzlich bietet die Nachbehandlung separierter Feststoffe die Möglichkeit in Form von Erdensubstrat einen Dünger herzustellen, der sich auch ausserhalb der Landwirtschaft einsetzten lässt.

7. Diskussion

7.1. Laborversuche

Die Vergärung separierter Dünngülle mittels Reaktoren, die die Biomasse zurückhalten, ist in Versuchen vor allem mit Schweinedünngülle durchgeführt worden. [Lomas et al. 2000] berichten über die Vergärung separierter Schweinegülle in einem Festbettreaktor. Unter mesophilen Temperaturbedingungen betrug die Aufenthaltsdauer zwischen 2.1 und 1.6 Tagen, wobei der Prozess nicht versauerte. Die Biogasproduktivität lag bei 2.8 bis 3.3 m^3/m^3 Fermentervolumen und Tag. Der Methangehalt mit 70 % bis 80 % war hoch und nur Spuren von H_2S waren im Gas vorhanden.

Separierte Dünngülle von Mastrindern haben [Chiumenti et al. 1986] in einem Anaerobfilter vergoren. Die Aufenthaltsdauer lag unter mesophilen Bedingungen zwischen 9.2 und 4.7 Tagen und die Biogasproduktivität schwankte von 0.4 bis 1.7 m^3/m^3 Fermentervolumen und Tag. Im Vergleich dazu konnten im Labor eine Biogasproduktivitäten beider Reaktortypen zwischen 1.0 und 1.2 m^3/m^3 Fermentervolumen und Tag gemessen werden.

[Pain et al. 1984] haben in Versuchen Kuhgülle mit und ohne vorgängige Separierung verglichen. Die Gasproduktion lag bei Dünngülle etwa 30 % tiefer als bei Rohgülle, wobei von 1‘000 kg Rohgülle noch 820 kg Dünngülle übrig blieben. Die Biogasausbeute betrug für Rohgülle 204 l/kg TS bzw. für Dünngülle 251 l/kg TS. Die Autoren folgerten, dass die Einsparungen an Fermenterkosten (kleineres Fermentervolumen) und die höhere Betriebssicherheit des Reaktors, die durch die Separierung geringere Gasproduktion bei der Vergärung der Dünngülle ausgleichen.

In einer Demonstrationsanlage zur Aufbereitung von Rinder- und Schweinegülle wurde separierte Dünngülle in mesophil betriebenen Festbettreaktoren vergoren. Bei einer Aufenthaltsdauer von ca. 5 Tagen konnten hohe Gasausbeuten von ungefähr 15 m^3/m^3 Reaktorzulauf erzielt werden [KTBL, 1999].

In Laborversuchen konnte [Kolisch 1994] nachweisen, dass bei der Vergärung von Schweinedünngülle im Vergleich zu Schweinerohgülle, die in der Dünngülle vorrangig in gelöster Form vorliegende organische Substanz abgebaut wird. Der Feststoffanteil hingegen nur im geringem Umfang anaerob abgebaut wird.

Dies konnte in den Laborversuchen insofern bestätigt werden, dass von 1‘000 l Rohgülle 7'200 l Biogas entstehen, aus der davon abgetrennten Dünngüllemenge 6'400 l Gas und aus den verbleibenden Feststoffen etwa 510 l Biogas produziert werden. Somit beträgt der Anteil der Feststoffe nur rund 7 % der Gasmenge der Rohgülle.

Untersuchungen von [Vogel, 2002] über Inhaltsstoffe separierter Feststoffe zeigen, dass die Feststoffe zu 29 % aus Hemicellulose, 22 % Cellulose, 24 % Rohprotein, 12 % Fette und 13 % Lignin bestehen. Ausser Lignin sind alle anderen Stoffgruppen anaerob abbaubar. Aufgrund des geringen Wassergehalts und des Haufwerks der Feststoffe dürften ungünstige Verhältnisse für den Abbau unter anaeroben Verhältnissen vorliegen.

Die Versuche im Labor haben grundsätzlich gezeigt, dass separierte Dünngülle in Hochleistungsreaktoren vergoren werden kann und damit eine effiziente Vergärung ermöglicht wird.

7.2. Vergleich der Energiekonversionsverfahren

Hochwertige Energie in Form von Strom kann nur durch die Biogasanlagen gewonnen werden. Bezüglich Input-Output Verhältnis schneidet die konventionelle Vergärung bei den Vergärungsverfahren am besten ab. An zweiter Stelle steht der Membranreaktor, gefolgt vom Festbettreaktor. Die höchsten Gasausbeuten könnten durch den Membranreaktor erzielt werden. Je nach Annahme kann dieser bis zu doppelt soviel Gas produzieren wie der konventionelle Rührkessel. Da mit der UF praktisch alle organischen Stoffe abgetrennt und in den Reaktor zurückgeführt werden können, kann ein weitaus höherer Stoffumsatz erreicht werden als mit konventionellen Verfahren. Nach Firmenangaben sollen bis zu doppelt so hohe Gasausbeuten möglich sein [Ackermann 2000].
Die beiden Systeme, Festbett- und Membranreaktor, bieten die Möglichkeit Nährstoffe abzutrennen. Da diese Nährstoffe an anderer Stelle wieder Kunstdünger substituieren können, wird indirekt Energie eingespart. Das Ausmass dieser Einsparung ist nicht Gegenstand der vorliegenden Studie.
Die thermischen Nutzung schlägt vom Input-Output-Verhältnis bei weitem die Vergärungsvarianten, liefert hingegen nur Wärme und keinen Strom. Da die als Brennstoff verwendeten Feststoffe nur schlecht über die Vergärung genutzt werden können, ist die Verbrennung eine mögliche Variante. Die in Form von Asche zurückbleibenden Nährstoffe können ebenfalls zur Substitution von Kunstdünger führen und somit Energie einsparen.

Generell zeigen die Resultate, dass einerseits mit zunehmender Güllemenge, anderseits mit abnehmendem Wassergehalt der Rohgülle, die Kosten sinken.
Die Rohgüllevergärung kostet zwischen Rp. 17 und Rp. 35 pro kWh_{el}, die Dünngüllevergärung im Festbettreaktor liegt zwischen Rp. 20 und Rp. 74 pro kWh_{el} und im Membranreaktor zwischen Rp. 15 und Rp. 97 pro kWh_{el}.
Die Schwankungen in den Kosten sind auf unterschiedliche, angenommene Gasausbeuten der beiden Hochleistungsreaktoren zurückzuführen. Für das Festbettsystem liegen die Ausbeuten bei 190 l/kg TS bis 420 l/kg TS und für den Membranreaktor bei 260 l/kg TS bis 575 l/kg TS.
Die im Labor ermittelten Erkenntnisse dienten zur Abschätzung der Machbarkeit der beiden Systeme und nicht der Optimierung der Gasproduktion. Für präzisere Kalkulationen sind weiterführende Untersuchungen unerlässlich.

7.3. Nutzungskonzepte

Die in der Studie angenommenen Konzepte (A bis G) basieren alle auf den Verfahrensschritten Lagerung, allfällige Behandlung und Ausbringung der Gülle. Die Konzepte B bis G sind auf regional betriebene Behandlungsanlagen ausgelegt, weil die Wirtschaftlichkeit erst ab grösseren Güllemengen gegeben ist. Als Grundlage wurde eine verdünnte Gülle mit einem TS-Gehalt von 3 % berechnet, was in der Praxis häufig bei offenen Güllelagern anzutreffen ist. Anderseits wenig verdünnte Gülle mit einem TS-Gehalt von 5 %, was einer Verdünnung von 1 : 0.4 entspricht und geschlossene Lagergruben bedingt.
Die beiden gewählten TS-Abtrenngrade bei der Separierung, 25 % bzw. 40 %, führen bei der Vergärung der Dünngülle zu unterschiedlichen Gasmengen und beeinflussen dadurch direkt

die Betriebskosten. Bei höherem TS-Abtrenngrad werden geringere Gasmengen produziert, dagegen vermehrt Nährstoffe mit den Feststoffen abgeschieden.
Im Hinblick auf hohe Gaserträge muss bei der Vergärung der Dünngülle die Separierung mit geringerer TS-Abtrennung betrieben werden.
Besteht die Zielsetzung darin, neben Energie auch Nährstoffe abzuscheiden, kann dies durch die Wahl des Reaktortyps beeinflusst werden. Der Festbettreaktor kann gegen 25 % P_2O_5, der Membranreaktor mehr als 90 % P_2O_5 abtrennen.
Die konventionelle Vergärung bietet keine Nährstoffabtrennung.
Alle Energienutzungskonzepte führen nicht nur zur Bereitstellung erneuerbarer Energie, sondern zusätzlich zu einer Verbesserung der Düngeeigenschaften.

Die berechneten Nutzungskonzepte lassen beachtlichen Spielraum für weitere Optimierungen zu. Insbesondere die Teilnahme einzelner Betriebe an regionalen Lösungen kann durch Information und Motivation positiv beeinflusst werden. Dadurch könnten bereits in kleineren Einzugsgebieten ausreichende Güllemengen bereitgestellt und die Kosten für die Transporte gesenkt werden. Neben den Transporten spielt der Standort der Anlage eine entscheidende Rolle. Dabei müssen Faktoren wie die vollständige Übernahme der Energie (Strom und Wärme), die Aufbereitung und Weiterverwendung nährstoffkonzentrierter Produkte (Feststoff, UF-Retentat) sowie allfällige Quellen für Co-Substrate berücksichtigt werden.

7.4. Einfluss der Behandlung auf die Gülleeigenschaften

Auf allen tierhaltenden Landwirtschaftsbetrieben fällt je nach Haltungsform mehr oder weniger Gülle an. Bestimmt von Lagerkapazitäten und den witterungsbedingten Ausbringmöglichkeiten, besteht heute die Tendenz Gülle bei jeder möglichen Gelegenheit auszubringen. Zur Vermeidung von Emissionen ins Wasser bzw. in die Luft werden sowohl die Ausbringmöglichkeiten als auch die Ausbringverfahren immer stärkeren Restriktionen unterworfen. Bis heute wird zur Vermeidung von Blattverschmutzung und zur besseren Pflanzenaufnahme die Gülle in starkem Masse mit Wasser verdünnt. Die Folge sind ein erheblicher Transportmehraufwand und damit verbunden Emissionen und zusätzlicher Energieaufwand.
Soll die Gülle energetisch genutzt werden, sei es über Vergärungs- oder thermische Verfahren, ist möglichst TS-reiche, d.h. mit wenig Wasser verdünnte Rohgülle zu verwenden. Bei der Vergärung, der Separierung und Dünngüllevergärung oder auch bei der Verbrennung der Feststoffe ist die Wasserverdünnung der Gülle nach der Behandlung unnötig und verteuert alle nachgelagerten Prozesse.

Während des anaeroben Abbauprozesses werden organische Makromoleküle hydrolysiert, was eine Zunahme des Feinkornanteils in der Korngrössenverteilung sowie eine Reduktion der TS-Konzentration zur Folge hat [Reimann et al. 1991]. Insbesondere steigt der Feinkornanteil im Bereich kleiner 0.1 mm an. Bei Schweinegülle wird durch den Vergärungsprozess die Fliessfähigkeit weniger stark beeinflusst als bei Rindergülle, wobei für Rindergülle markante Verbesserungen bei einem TS-Gehalt von mehr als 30 kg/t feststellbar sind [Mannheim 1996]. Der TS-Gehalt im Rohsubstrat wird durch die Vergärung um 30 bis 50 % reduziert [Amon, 1998].

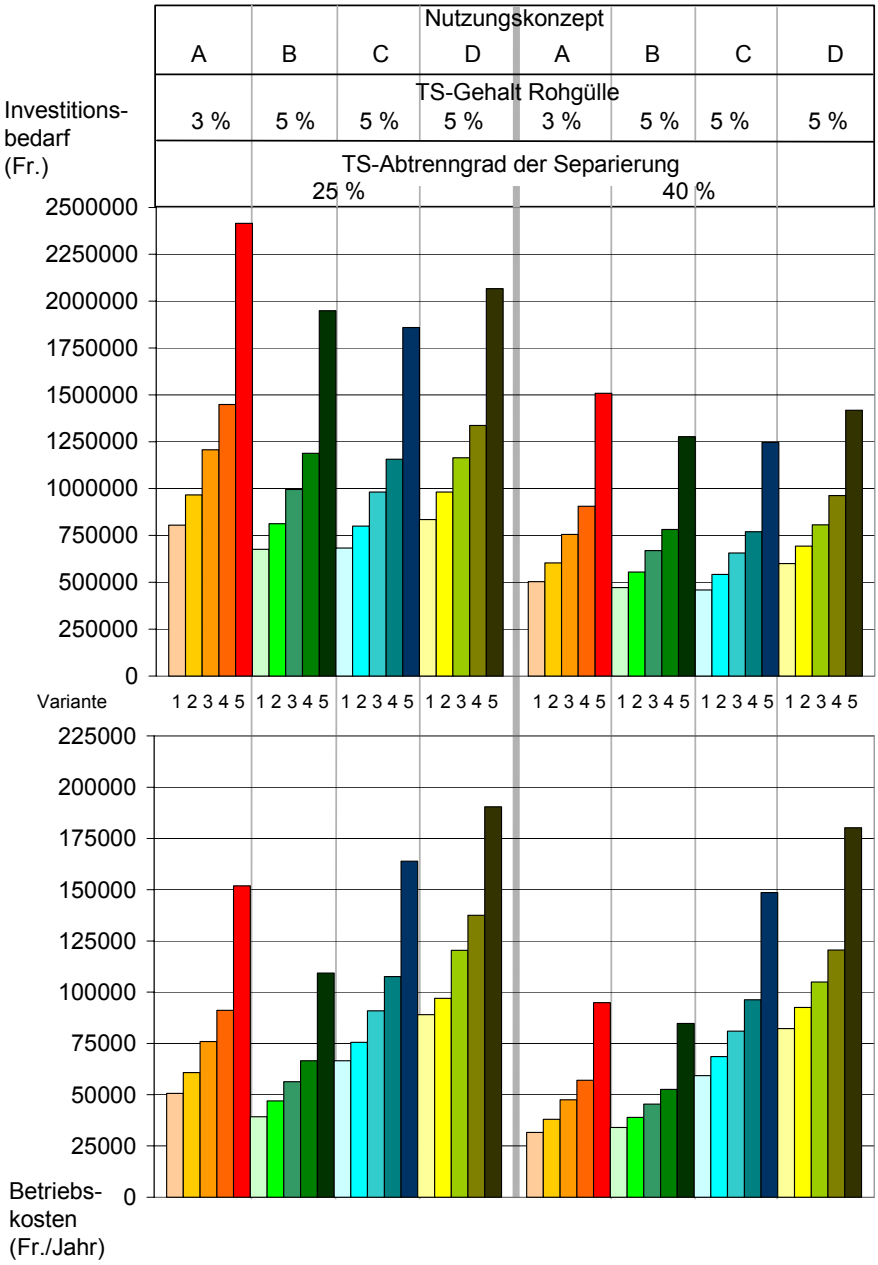
Durch Abtrennen der Feststoffe aus Gülle liegt eine Dünngülle vor, die homogen und dünnflüssig ist. Verschiedene Untersuchungen sowie Praxiserfahrungen zeigen, dass die separat gelagerte Dünngülle bei der Ausbringung nicht gerührt werden muss, da die Dünngülle keine Schwimmdecken und praktisch keine Sinkschichten während der Lagerung bildet. Nach der Ausbringung fliesst die Dünngülle von Blattoberflächen ab und dringt schneller in den Boden ein als Rohgülle.
Mittels der Separierung werden vor allem die groben Festpartikel grösser als 300 Micron (0.3 mm) abgetrennt [Hepherd 1975]. Diese Grobpartikel sind im wesentlichen für das Infiltrationsvermögen der Gülle nach der Ausbringung verantwortlich.
Die Separierung erzielt Minderungseffekte betreffend Ammoniakverlusten, die vergleichbar sind mit 1 : 3 verdünnter Gülle (ein Teil Gülle : drei Teilen Wasser). Durch Feststoffabtrennung lassen sich vergleichbare Reduzierungsgrade für die TS und den Kohlenstoff wie mit Biogasanlagen erreichen. Dies vermindert die Intensität mikrobieller Abbauvorgänge während der Lagerung. Eine Verminderung des Kohlenstoffs um bis zu 60 % kann erzielt werden. Nach der Ausbringung ist das Stickstoff-Immobilisationspotential geringer und die Stickstoffverfügbarkeit für die Pflanzen generell verbessert [Amon 1995].

7.5. Wirtschaftlichkeit und Umsetzung

Die heutigen Landwirtschaftsbetriebe sind gezwungen Kosten zu reduzieren und im Zuge des Strukturwandels zu wachsen. Hierbei spielt die Nährstoffsituation eine entscheidende Rolle.
Bei der konventionellen Rohgüllevergärung besteht bereits die Möglichkeit die Nährstoffe besser zu nutzen. Weit besser sind die Verfahren, welche mit einer zusätzlichen Nährstoffabscheidung (Separierung, UF) kombiniert sind. Sie trennen gezielt Nährstoffe ab und bieten ggf. die Möglichkeit Nährstoffe in andere Gebiete (Ackerbau) zu transportieren. Die beiden Systeme, Festbett- und Membranreaktor, bieten die Möglichkeit Nährstoffe abzutrennen.

Abbildung 42 zeigt den Verfahrensvergleich zwischen der Wasserverdünnung (A) und der Vergärung von Rohgülle (B) bzw. separierter Dünngülle (C und D). Im Investitionsbedarf und den Betriebskosten sind die Lagerung der Gülle in geschlossenen Gruben und Ausbringung und bei den Vergärungsverfahren ausserdem die Behandlung enthalten. Der Investitionsbedarf der Vergärungsanlagen ist unter Berücksichtigung von Zuschüssen in Höhe von 35 % kalkuliert. Der Investitionszuschuss ist ein angenommener Wert, da der Betrag je nach Anlage und Standort unterschiedlich ausgerichtet wird.
Das Konzept A, die Wasserverdünnung von Rohgülle, beruht auf einem TS-Gehalt der Gülle von 3 % im Lager. Zur Ausbringung wird die Gülle noch weiter verdünnt. Für die Berechnung ist eine durchschnittliche Verdünnung von 1 : 2 unterstellt, was einem TS-Gehalt von 2.3 % in der ausgebrachten Gülle gleich kommt. Diese Berechnungsannahme basiert einerseits auf dem Positionspapier des Cercl'Air, indem die Lagerung der Gülle in geschlossenen Gruben propagiert wird [Mathys et al. 2002], anderseits auf den Düngungsrichtlinien in denen eine Wasserverdünnung von mindestens 1 : 2 empfohlen wird.
Die Vergärungsverfahren B bis D beinhalten alle Aufwendungen für die Behandlung, die Zwischenlagerung in geschlossenen Gruben sowie die Ausbringung ohne zusätzliche Wasser-

verdünnung der Gülle. Die Betriebskosten sind bei den Vergärungsvarianten B bis D jeweils ohne Transportkosten berechnet, da es sich um einen direkten Verfahrensvergleich handelt. Die Vergärungsverfahren B und C weisen einen tieferen Investitionsbedarf auf als die der Wasserverdünnung. Beim Membranreaktor ist dies erst bei grösseren Güllemengen von mehr als 10'000 m^3 im Jahr der Fall.

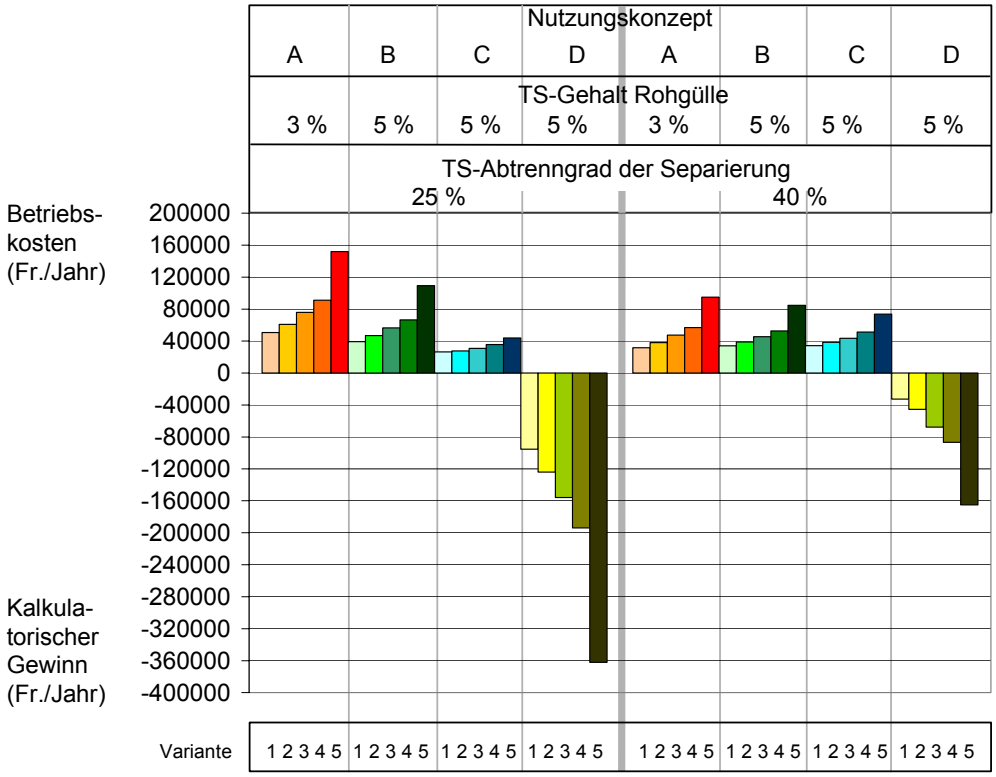


Berechnungs-basis: Variante	Feuerung Leistung (MWth)	Feuerung Betriebsdauer (h/Jahr)	Ohne Vergärung (A) Entsprechende Güllemenge (m3/Jahr) 25 % TS-Abtrennung	40 % TS-Abtrennung	Mit Vergärung (B, C, D) Entsprechende Güllemenge (m3/Jahr) 25 % TS-Abtrennung	40 % TS-Abtrennung
1	0.5	5000	11121	6950	6672	4170
2	0.75	4000	13345	8341	8007	5004
3	0.75	5000	16681	10426	10009	6255
4	1.5	3000	20017	12511	12010	7506
5	1.5	5000	33362	20851	20017	12511

Abbildung 42: Kostenvergleich zwischen der Wasserverdünnung (A) mit der konventionellen Vergärung (B), Vergärung im Festbett- (C) und im Membranreaktor (D), (alle Vergärungsverfahren B bis D mit Investitionszuschuss)

Die Betriebskosten beim der Wasserverdünnung (A) betragen Fr. 32'000.- bis Fr. 152'000.- und beim Konzept B, Vergärung der Rohgülle, Fr. 34'000.- bis Fr. 110'000.- im Jahr.
Die Rohgülle-Vergärung kann als wirtschaftliche Alternative zur Wasserverdünnung betrachtet werden und ist sogar ab etwa 6'000 m^3 Gülle pro Jahr kostengünstiger.
Die Vergärung im Festbettreaktor (C) kostet bei geringen Güllemengen rund 80 % mehr als die Wasserverdünnung. Bei grösseren Güllemengen liegen die Mehrkosten jedoch nur noch bei knapp 8 %. Der Membranreaktor verursacht die höchsten Kosten. Der Mehraufwand gegenüber A liegt je nach Güllemenge zwischen 160 % und 25 %.

In Abbildung 44 sind die Betriebskosten unter Berücksichtigung von Beiträgen zur Phosphatreduktion im Ausmass von Fr. 15.-/kg P_2O_5 an diejenigen Verfahren, die Nährstoffe abtrennen dargestellt. Die Möglichkeit der Beiträge zur Phosphatreduktion werden nach Art. 62a des Gewässerschutzgesetzes an Landwirte ausgerichtet, die in einem, von Bund und Kanton bezeichneten Gebiet mit hohen Nährstoffemissionen, wirtschaften.

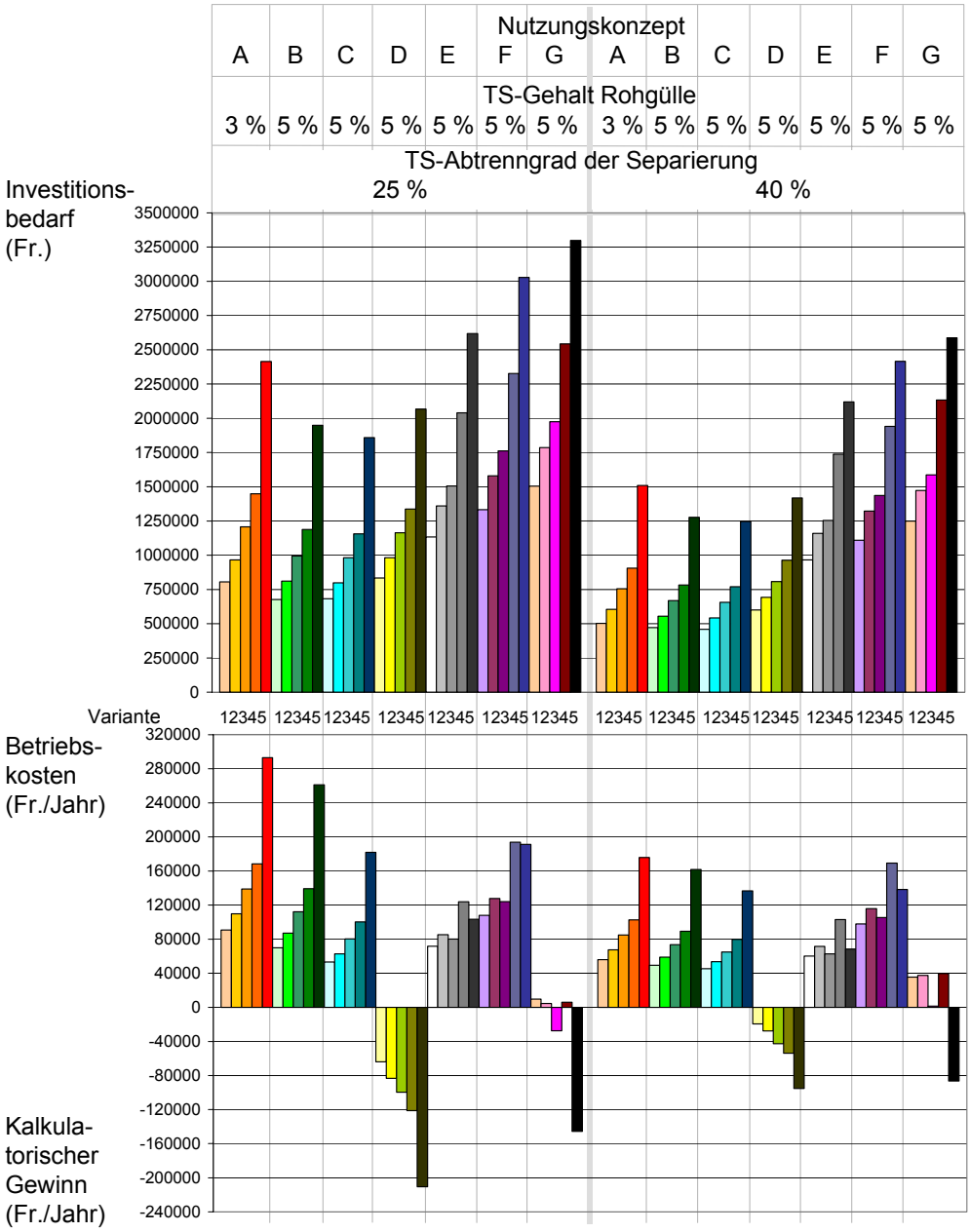


Berechnungs-basis: Variante	Feuerung Leistung (MWth)	Feuerung Betriebsdauer (h/Jahr)	Ohne Vergärung (A) Entsprechende Güllemenge (m3/Jahr) 25 % TS-Abtrennung	40 % TS-Abtrennung	Mit Vergärung (B, C, D) Entsprechende Güllemenge (m3/Jahr) 25 % TS-Abtrennung	40 % TS-Abtrennung
1	0.5	5000	11121	6950	6672	4170
2	0.75	4000	13345	8341	8007	5004
3	0.75	5000	16681	10426	10009	6255
4	1.5	3000	20017	12511	12010	7506
5	1.5	5000	33362	20851	20017	12511

Abbildung 43: Investitionsbedarf und Betriebskosten der Nutzungskonzepte mit Investitionszuschuss und Beitrag zur P-Reduktion im Vergleich zur Wasserverdünnung

Unter Berücksichtigung von Beiträgen an die P-Reduktion erwirtschaftet der Membranreaktor einen kalkulatorischen Gewinn. Der Festbettreaktor ist betriebskostenmässig mit der Wasserverdünnung vergleichbar bzw. bei grösseren Güllemengen kostengünstiger.

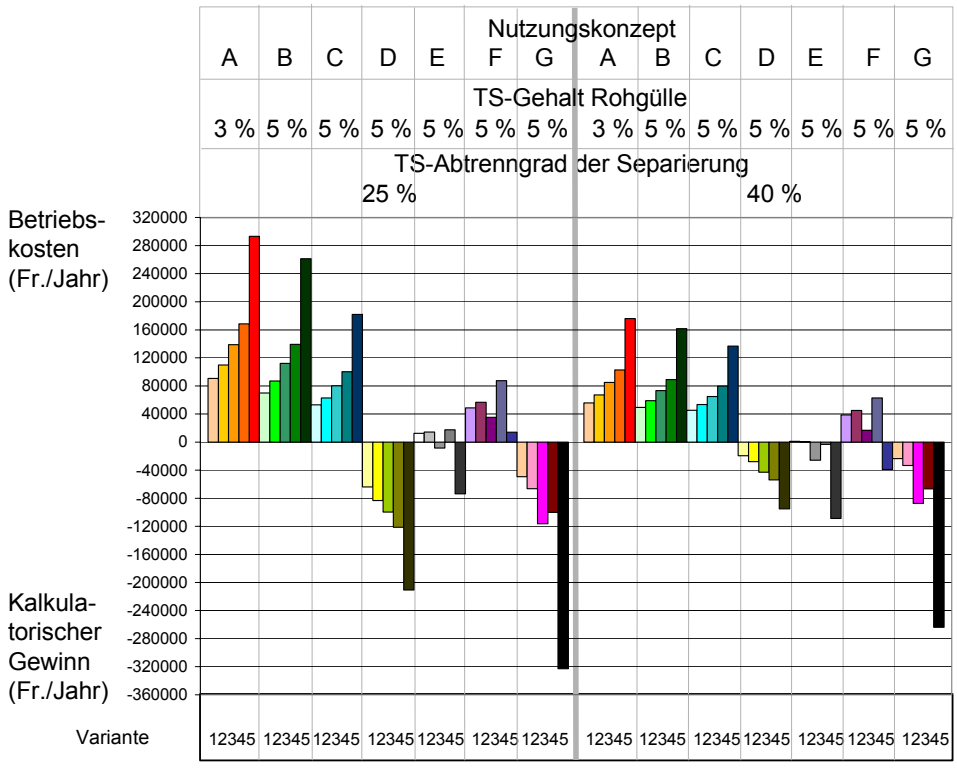
Abbildung 44 zeigt den Kostenvergleich auf der Basis regionaler Nutzungskonzepte, d.h. mit zentralen Behandlungsanlagen. Der Investitionsbedarf ist mit Zuschüssen an die Vergärungs- und Feuerungsanlage von 35 % berechnet. Die Betriebskosten umfassen sämtliche Aufwendungen von der Lagerung bis zur Ausbringung der Gülle inklusive Transporten der Gülle zur zentralen Anlage und zurück auf den Betrieb. Beiträge an die P-Reduktion sind eingerechnet.



Berechnungs-basis: Variante	Feuerung Leistung (MWth)	Feuerung Betriebsdauer (h/Jahr)	Erforderliche Feststoffmenge (t/Jahr)	Entsprechende Güllemenge (m3/Jahr) 3 % TS-Gehalt 25 % TS-Abtrennung	5 % TS-Gehalt 25 % TS-Abtrennung	Entsprechende Güllemenge (m3/Jahr) 3 % TS-Gehalt 40 % TS-Abtrennung	5 % TS-Gehalt 40 % TS-Abtrennung
1	0.5	5000	295	11121	6672	6950	4170
2	0.75	4000	354	13345	8007	8341	5004
3	0.75	5000	442	16681	10009	10426	6255
4	1.5	3000	531	20017	12010	12511	7506
5	1.5	5000	885	33362	20017	20851	12511

Abbildung 44: Investitionsbedarf und Betriebskosten der Nutzungskonzepte mit Investitionszuschuss und Beitrag zur P-Reduktion im Vergleich zur Wasserverdünnung

Der Investitionsbedarf bei den Konzepten mit Vergärung B und C aber ohne Feuerung ist gegenüber der Wasserverdünnung geringer und beim Membranreaktor (D) vergleichbar.
Die Jahreskosten beim Konzept Rohgülle ohne energetische Nutzung (A) und Lagerung verdünnter Gülle in geschlossenen Gruben liegen zwischen Fr. 56'000.- und Fr. 293'000.-. Die Vergärung trockensubstanzreicher Gülle (B) kostet Fr. 49'000.- bis Fr. 261'000.- und ist somit rund 10 % günstiger als die nicht energetische Nutzung von Gülle. Die Vergärung separierter Dünngülle im Festbettreaktor (C) verursacht mit Fr. 45'000.- bis Fr. 182'000.- pro Jahr um Fr. 11'000.- bis Fr. 111'000.- geringere Kosten als die Rohgüllevergärung. Der Membranreaktor (D) kann einen Gewinn zwischen Fr. 19'000.- bis Fr. 210'000.- pro Jahr erwirtschaften. Die Separierung und Verfeuerung der Feststoffe (E) liegt bei Fr. 60'000.- bis Fr. 124'000.- im Jahr und in Kombination mit der Dünngüllevergärung im Festbettreaktor (F) belaufen sich die Kosten auf Fr. 88'000.- bis Fr. 143'000.-. Die Kombination der Feuerung mit dem Membranreaktor (G) kostet bei kleinen bzw. zu wenig ausgelasteten Feuerungsanlagen Fr. 10'000.- bis Fr. 40'000.-. Bei ausreichender Jahresleistung kann hingegen ein kalkulatorischer Gewinn zwischen Fr. 27‘000.- Fr. und 146'000.- erwirtschaftet werden.
Mit Hilfe der Beiträge an Investitionen und an die P-Reduktion erzielen praktisch alle Konzepte mit dem Membranreaktor (D und G) einen kalkulatorischen Gewinn.



Berechnungs-basis: Variante	Feuerung Leistung (MWth)	Feuerung Betriebsdauer (h/Jahr)	Erforderliche Feststoffmenge (t/Jahr)	Entsprechende Güllemenge (m3/Jahr) 3 % TS-Gehalt 25 % TS-Abtrennung	5 % TS-Gehalt 25 % TS-Abtrennung	Entsprechende Güllemenge (m3/Jahr) 3 % TS-Gehalt 40 % TS-Abtrennung	5 % TS-Gehalt 40 % TS-Abtrennung
1	0.5	5000	295	11121	6672	6950	4170
2	0.75	4000	354	13345	8007	8341	5004
3	0.75	5000	442	16681	10009	10426	6255
4	1.5	3000	531	20017	12010	12511	7506
5	1.5	5000	885	33362	20017	20851	12511

Abbildung 45: Investitionsbedarf und Betriebskosten der Nutzungskonzepte mit Investitionszuschuss und Beitrag zur P-Reduktion sowie kostenlosem Brennstoff im Vergleich zur Wasserverdünnung

Werden bei der Biomassefeuerung andere Holz- oder Biomassesortimente eingesetzt, die kostenlos sind oder gar gegen Entsorgungsgebühr angeliefert werden, sinken die Wärmegestehungskosten (Abbildung 45). Damit ist ebenfalls die Gewinnzone erreichbar.

In Gebieten mit hohem Nährstoffanfall aus der Tierhaltung kann der Fortbestand einzelner Betriebe vom Absatz überschüssiger Nährstoffe abhängen. Zentrale Aufbereitungsanlagen können neben der Energieproduktion auch die Möglichkeit einer Nährstoffabtrennung bieten und somit Motivation für den Einsatz solcher Anlagen in der Praxis darstellen.

Die Möglichkeit der weitgehenden P-Reduktion mit Hilfe der Separierung und der UF führt zu einer Abnahme der P-Düngermenge auf landwirtschaftliche Nutzflächen und somit auch zu einer Reduktion des P-Eintrages in die Gewässer durch Oberflächenabfluss. Dies jedoch unter der Voraussetzung, dass die aufbereiteten Produkte, Feststoffe und UF-Retentat, zu Düngungszwecken ausserhalb der Region weiterverwendet werden.

Um den Transportaufwand für den Düngeeinsatz dieser Endprodukte zu vermindern, könnte die thermische Nutzung der Feststoffe als auch die des UF-Retentats eine praktikable Möglichkeit sein.

Die energetischen Nutzungskonzepte könnten einen erheblichen Anteil zur Lösung der Schwierigkeiten im Bereich der Gülleanwendung und –nutzung beitragen. Dies bedingt ein verstärktes Engagement aller Beteiligten betreffend Motivation und Proklamation grösserer, zentraler Anlagen.

Alle Konzepte mit einer energetischen und stofflichen Nutzung der Gülle bewirken eine Reduktion der TS-Menge. Eine Wasserverdünnung zur Ausbringung ist nicht mehr erforderlich, was dazu führen kann, dass die Kosten der Behandlung mehr als gedeckt werden können. Die Verminderung der Wasserverdünnung führt in Zeiten langanhaltender Niederschläge möglicherweise dazu, dass die Gülle nicht auf wassergesättigte Böden ausgebracht werden muss.

Betrachtet man nicht nur die Lagerung oder die Ausbringung einzeln, sondern im gesamten Kontext der landwirtschaftlichen Güllebewirtschaftung, sind die Mehraufwendungen für die Wasserverdünnung erheblich. Kann man jedoch auf die Wasserverdünnung verzichten, sind die Mehrkosten für die Energiegewinnungsverfahren weit geringer als bisher angenommen.

8. Folgerungen

- Ein Vergleich von Möglichkeiten zur energetischen Nutzung der Gülle mit der konventionellen Rohgüllebewirtschaftung muss alle Verfahrensschritte inklusive Lagerung und Ausbringung in Abhängigkeit der Wasserverdünnung berücksichtigen. Alle berechneten Verfahren, wie die konventionelle Rohgüllevergärung, die Vergärung der separierten Dünngülle in Hochleistungsreaktoren als auch die blosse Separierung führen zu einer teilweise massiven Reduktion des TS-Gehalts und erübrigen eine Wasserzugabe. Statt Gülle zu verdünnen, ist eine energetische Nutzung zu bevorzugen, die zudem eine noch höhere Pflanzenverträglichkeit erzielt.
- Aus wirtschaftlichen Gründen muss zur energetischen Nutzung TS-reiche Gülle verwendet werden. Die Rohgüllevergärung kann billiger sein, als die konventionelle Bewirtschaftung mit 3%-iger Gülle. Betriebe, die eine Erweiterung ihrer Güllelagerung planen, werden vermehrt aus Emissionsgründen angehalten, nur noch gedeckte Lagerbehälter zu bauen. Die Zusatzkosten gegenüber konventionellen Biogasanlagen werden damit geringer.
- Laborversuche haben gezeigt, dass separierte Feststoffe anteilsmässig weniger als 10 % der Biogasmenge der Rohgülle geben. Separierte Feststoffe sind über die Vergärung schlecht energetisch nutzbar, lassen sich aber thermisch nutzen. Separierte Dünngülle produziert rund 90 % der Biogasmenge aus Rohgülle und erlaubt eine effizientere Vergärung.
- Mit dem im Labor eingesetzten Festbettreaktor wurden bei einer Aufenthaltsdauer von minimal 4 Tagen um 25 % weniger Gas im Vergleich zur Rohgüllevergärung produziert. Der Methangehalt im Biogas lag bei über 70 %.
- Der Membranreaktor lieferte mit dem Festbettreaktor vergleichbare Resultate betreffend Aufenthaltsdauer, Gasproduktion und Methangehalt im Biogas. Aufgrund der praktisch hundertprozentigen Rückhaltung der Biomasse im Reaktor könnte der Membranreaktor bis etwa doppelt soviel Gas produzieren wie die konventionelle Vergärung. Er bietet die Möglichkeit zusätzliche Nährstoffe, insbesondere mehr als 90 % P abzutrennen. Deshalb birgt der Membranreaktor das grösste Verbreitungspotential für die Praxis, vor allem in Regionen mit hoher Tierdichte. Im landwirtschaftlichen Betrieb sind bis heute zu wenig Erfahrungen mit diesem Reaktortyp bekannt. Aufschluss über die Leistungsfähigkeit können nur Anlagen im halbtechnischen bzw. technischen Massstab geben.
- Die Biomassefeuerung liefert am meisten Energie, jedoch nur in Form von Wärme. Daher kommen nur wenige Standorte mit einem hohen Prozessenergiebedarf in Frage. In Form von Asche können die Nährstoffe, besonders effizient, in Gebiete mit einem Düngerbedarf transportiert werden.
- Die Co-Vergärung bietet auch bei geringen Güllemengen einen wirtschaftlichen Betrieb. Eine Nachbehandlung separierter Stoffe über Kompostierung und Trocknung birgt bei der untersuchten Anlage ein geringes NH_3-Emissionspotential. Das Erdensubstrat als Produkt der Nachbehandlung kann ausserhalb der Landwirtschaft abgesetzt werden. Die separierte Dünngülle lässt die Verwendung als Kopfdünger zu und bietet vielseitigere Einsatzmöglichkeiten als Rohgülle.

- Die Auswahl des geeigneten Konversionsweges darf sich nicht nur auf die betriebswirtschaftlichen und energiebezogenen Ergebnisse abgestützen. Insbesondere die Nährstoffsituation muss zukünftig als bedeutender Entscheidungsfaktor berücksichtigt werden.

9. Handlungsbedarf

Die Vergärung der separierten Dünngülle ist in der Praxis unbekannt, bietet aber neuartige Möglichkeiten im Hinblick auf eine effizientere Nutzung der Energie bei gleichzeitiger Optimierung des Nährstoffeinsatzes.

Mehrere Untersuchungen im Labor weisen auf die Möglichkeiten für den Einsatz des Festbettreaktors mit Gülle hin. Für die praktische Umsetzung stellen sich noch Fragen hinsichtlich verfahrenstechnischer Rahmenbedingungen, optimaler Aufenthaltsdauer und betriebstechnischer Parameter. Dies müsste mit einer Anlage im technischen Massstab geklärt werden.

Der Membranreaktor stellt ein Verfahren dar, das für die Güllebehandlung noch sehr wenig angewendet wird. Datengrundlagen sind kaum vorhanden. Neben dem energetischen Aspekt bietet der Membranreaktor durch die Möglichkeit gezielt Nährstoffe abzutrennen für Regionen mit hoher Tierdichte eine grössere Verbreitung in der Praxis. Zur Beurteilung des Verfahrens sollten im halbtechnischen Massstab weitere Versuche durchgeführt werden, die die Leistungsfähigkeit des Verfahrens sowie deren Einsatz- und Betriebsparameter aufzeigen.

Die untersuchten Nutzungskonzepte weisen Verbesserungspotentiale bezüglich Transport, Energie, Ökonomie und Stoffflussüberlegungen auf. Eine energetische Optimierung liesse sich durch die Rückführung des UF-Retentates in die Feuerungsanlage erzielen. Hierbei können beinahe 100 % der OS genutzt werden. Entsprechende Feuerungsversuche fehlen.

Da die Vergärung der Dünngülle neuartig ist und vergorene Dünngülle aufgrund ihres schnelleren Infiltrationsvermögens unter Umständen weniger Ammoniakemissionen zu verursachen scheint, müsste dies mittels Versuchen verifiziert werden. Hierzu gibt es bis heute weder im In- noch im Ausland ausreichende Ergebnisse.

Nach Klärung technischer Fragestellungen kann eine Nachhaltigkeitsüberprüfung der betrachteten Verfahren im Vergleich zur konventionellen Rohgüllebewirtschaftung neben den wirtschaftlichen auch umweltrelevante Bereiche, wie unter anderem graue Energie, NH_3-Emissionen, sowie soziale Aspekte für eine bestimmte Region aufzeigen. Ebenso müssten NO_x-Emissionen bei der Gülleausbringung in Abhängigkeit der Wasserverdünnung Bestandteil der Abklärungen sein. Auf alle Fälle muss der Einsatz der betrachteten Verfahren im Rahmen eines regionalen Konzeptes gesehen werden.

Die Vergärung der Rohgülle zeigt im Vergleich zur konventionellen Güllebewirtschaftung mit Wasserverdünnung eindeutige Vorteile. Bestehende Biogasanlagen, die aber ausser Betrieb stehen bzw. nicht optimal funktionieren, sollten daher reaktiviert werden. Dies bedingt eine

Analyse der Schwachstellen und klare Lösungsvorschläge. Ein geeignetes Qualitätssicherungssystem analog den Holzfeuerungsanlagen könnte die Reaktivierung sicherstellen.

10. Ausblick

In der Zwischenzeit wurde am PSI ein Verfahren zur Methangasproduktion aus separierten Feststoffen im Labor geprüft. Erste Ergebnisse deuten daraufhin, dass auf Basis der hydrothermalen Vergasung eine fast vollständige Umwandlung der Biomasse in Methan und Wasserstoff möglich ist. Da dieses Verfahren zur Zeit noch nicht im technischen Massstab erprobt wurde, war es nicht Gegenstand der vorliegenden Untersuchung.

11. Literaturverzeichnis

Ackermann P., Das BIOSCAN-Verfahren zur Vergärung und Gülleaufbereitung. Vortrag anlässl. der Biogastagung am 27.01.2000 im Haus Düsse, 3 S., 2000.

Ammann H., Maschinenkosten 2002. Kostenansätze Gebäudeteile und mechanische Einrichtungen. FAT-Bericht Nr. 569, Eidg. Forschungsanstalt für Agrarwirtschaft und Landtechnik (FAT), 40 S., 2001.

Amon Th., Reduktionspotentiale für klimarelevante Spurengase durch dezentrale Biomethanisierung in der Landwirtschaft. Schriftenreihe de Bundesministeriums für Umwelt, Jugend und Familie, Band 26, 1998.

Amon Th., Prozesssteuerung der Flüssigmistseparierung mit einem Pressschneckenseparator. Dissertation, Institut für Landtechnik, Technische Universität München, Landtechnische Berichte aus Praxis und Forschung. Gelbes Heft 55, 186 S., 1995.

Baserga U., Vergärung organischer Reststoffe in landwirtschaftlichen Biogasanlagen. FAT-Bericht Nr. 546, Eidg. Forschungsanstalt für Agrarwirtschaft und Landtechnik (FAT), 12 S., 2000.

Baserga U., Landwirtschaftliche Co-Vergärungsanlagen – Biogas aus organischer Reststoffen und Energiegras. FAT-Bericht Nr. 512, Eidg. Forschungsanstalt für Agrarwirtschaft und Landtechnik (FAT), 12 S., 1998.

Baserga U., Biogas: Technik o.k., aber ... Landtechnik Nr. 7, S. 21-24, 1996.

Chiumenti R., De Poli F., Donantoni L., Guercini S., Anaerobic digestion of beef cattle manure with a pilot-scale upflow hybrid reactor. Institute of Agricultural Mechanical Engineering of Padova University, Italy, 7 p., 1986.

Dosch P., Optimierung der Verwertung von Güllestickstoff durch Separiertechnik und kulturspezifische Applikationstechniken. Landtechnische Berichte aus Praxis und Forschung. Gelbes Heft 56, Bayerisches Staatsministerium für Ernährung, Landwirtschaft und Forsten. 177 S., 1996.

Edelmann W., Schleiss K., Engeli H., Baier U., Ökobilanz der Stromgewinnung aus landwirtschaftlichem Biogas. Schlussbericht November 2001, im Auftrag des Bundesamtes für Energie, 95 S., 2001.

Hepherd R.Q., Experiments on slurry handling, treatment and land application at the N.I.A.E., 1968- 1974, Report no. 15, National Institute of Agricultural Engineering, West Park, Silsoe, Bedford, 24 S., 1975.

Hersener J.-L., Bühler R. et al., Energetische Nutzung von Biomasse, 2. Umsetzungsphase zur thermischen Nutzung von Hofdüngerbrennstoffen, im Auftrag des Bundesamtes für Energie, noch nicht veröffentlicht, 2002.

Hersener J.-L., Meier U., Dinkel F., Ammoniakemissionen aus Gülle und deren Minderungsmassnahmen unter besonderer Berücksichtigung der Vergärung. Schlussbericht April 2002, im Auftrag des Amt für Umweltschutz Kanton Luzern und in Zusammenarbeit mit dem Bundesamt für Energie. 89 S., 2002.

Hersener J.-L., Meier U., Energetisch nutzbares Biomassepotential in der Schweiz sowie Stand der Nutzung in ausgewählten EU-Staaten und den USA. Schlussbericht April 1999. im Auftrag des Bundesamtes für Energie, 59 S., 1999.

Hersener J.-L., Dinkel F., Nussbaumer Th., Pflichtenheft Energiegrasfeuerung, im Auftrag des Bundesamtes für Energie. 40 S., 1998.

Hersener J.-L., Bühler R., Energetische Nutzung landwirtschaftlicher Biomasse. Band 2. Energetische Nutzung von Hofdüngerfeststoffen. im Auftrag des Bundesamtes für Energie, 39 S., 1998.

Kolisch G., Gemeinsame Stabilisierung von Klärschlamm und separierter Gülleflüssigkeit. In: Umweltverträgliche Gülleaufbereitung. KTBL, 20-32, 1994.

KTBL, Kuratorium für Technik und Bauwesen in der Landwirtschaft, BMBF-Förderschwerpunkt Umweltverträgliche Gülleaufbereitung und –verwertung, KTBL-Arbeitspapier 272, 299 S., 1999.

Lomas J.M., Urbano C., Camarero L.M., Influence of recirculation flow in a pilot scale down-flow stationary fixed film anaerobic reactor treating piggery slurry. Biomass & Bioenergy. p. 412-430, 2000.

Mannheim Th., Ammoniakemissionen von landwirtschaftlichen Nutzflächen: Quellen und Minderungsmassnahmen. Diss., Universität Hohenheim, Stuttgart, 149 S., 1996.

Mathys H. et al., Minderung der Ammoniak-Emissionen aus der Landwirtschaft. Grundlagen zur Luftreinhaltung. Positionspapier des Cercl'Air, Schweizerische Gesellschaft der Lufthygiene-Fachleute, 2. Aufl., Herisau, 40 S., 2002.

Meier U., Hartmann Ch., Güllenaufbereitung mittels Membrantrenntechnik. Eidg. Forschungsanstalt für Agrarwirtschaft und Landtechnik (FAT). Schlussbericht Mai 1995. im Auftrag der Kommission zur Förderung der wissenschaftlichen Forschung (KWF), 71 S., 1995.

Nussbaumer Th., et al., Projekt Energiegras/Feldholz. Schlussbericht im Auftrag des Bundesamtes für Energie. Januar 1997, 166 S., 1997.

Pain B.F., West R., Oliver B., Hawkes D.L., Mesophilic anaerobic digestion of dairy cow slurry on a farm scale: first comparisons between digestion before and after solids separation. Journal of Agricultural Engineering Research 29, p. 249-256, 1984.

Reimann W., Schön M., Fest-Flüssig-Trennung anaerob behandelter Gülle. Landtechnik, Nr. 11, 527-530, 1991.

Saake M., Abscheidung und Rückhalt der Biomasse beim anaeroben Belebungsverfahren und in Festbett-Reaktoren. Veröffentlichungen des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover, Heft 68, 414 S., 1986.

Schattner S., Einsatz von Abfällen zur Cofermentation. Bayerische Landesanstalt für Landtechnik, Freising. 15 S., 2001.

Schulz H., Biogas-Praxis. Grundlagen Planung Anlagenbau Beispiele mit Beiträgen von Klingler B., Krieg A., Mitterleitner H. 1. Aufl.. Staufen bei Freiburg: ökobuch, 187 S., 1996.

Vogel F., Persönl. Mitteilung, 2002.

Wellinger A., Baserga U., Edelmann W., Egger K., Seiler B., Biogas-Handbuch. Grundlagen – Planung – Betrieb landwirtschaftlicher Anlagen. 2. Auflage, Verlag Wirz Aarau, 178 S., 1991.

12. Anhang

Tabelle 22: Investitionsbedarf und Betriebskosten der Rohgülle ohne Behandlung

Nutzungskonzept A			Investitionsbedarf				Betriebskosten			
			Lagerung: 3%TS = offen; 5%TS = geschlossen (Fr./Jahr)				Lagerung (Fr./Jahr)			
			TS-Gehalt in der Rohgülle				TS-Gehalt in der Rohgülle			
Biomassefeuerung			3%	5%	3%	5%	3%	5%	3%	5%
Leistung	Auslastung	Feststoff	TS-Abtrenngrad der Separierung				TS-Abtrenngrad der Separierung			
MW_{th}	h/Jahr	t/Jahr	25%	25%	40%	40%	25%	25%	40%	40%
0.5	5000	278	397000	508000	248000	318000	27000	33400	16900	20900
0.75	4000	334	477000	610000	298000	381000	32400	40100	20200	25100
0.75	5000	417	596000	763000	372000	477000	40500	50100	25300	31300
1.5	3000	500	715000	915000	447000	572000	48600	60200	30300	37600
1.5	5000	834	1192000	1525000	745000	953000	80900	100300	50600	62700
							Ausbringung (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					40200	40200	24300	24300
0.75	4000	334					49000	49000	29500	29500
0.75	5000	417					62800	62800	37500	37500
1.5	3000	500					77300	77300	45700	45700
1.5	5000	834					141300	141300	81000	81000
							Jahreskosten gesamt (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					67100	73600	41200	45200
0.75	4000	334					81400	89100	49700	54500
0.75	5000	417					103300	113000	62700	68800
1.5	3000	500					125800	137400	76000	83300
1.5	5000	834					222200	241500	131600	143700
			Lagerung, alle Gruben geschlossen (Fr./Jahr)				Lagerung (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278	805000	508000	503000	318000	50600	33400	31600	20900
0.75	4000	334	966000	610000	604000	381000	60800	40100	38000	25100
0.75	5000	417	1207000	763000	755000	477000	75900	50100	47500	31300
1.5	3000	500	1449000	915000	906000	572000	91100	60200	57000	37600
1.5	5000	834	2415000	1525000	1509000	953000	151900	100300	94900	62700
							Ausbringung (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					40200	40200	24300	24300
0.75	4000	334					49000	49000	29500	29500
0.75	5000	417					62800	62800	37500	37500
1.5	3000	500					77300	77300	45700	45700
1.5	5000	834					141300	141300	81000	81000
							Jahreskosten gesamt (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					90800	73600	55900	45200
0.75	4000	334					109800	89100	67500	54500
0.75	5000	417					138700	113000	85000	68800
1.5	3000	500					168400	137400	102700	83300
1.5	5000	834					293200	241500	175900	143700

Investitionsbedarf und Betriebskosten sind ohne jegliche Beihilfen oder Beiträge gerechnet.

Tabelle 23: Energieinput und –output bei der Rohgülle ohne Behandlung

Rohgülle ohne Behandlung			Separierung mit 25 % TS-Abtrennung		Separierung mit 40 % TS-Abtrennung	
Biomassefeuerung			TS-Gehalt Rohgülle		TS-Gehalt Rohgülle	
Leistung	Betriebszeit	Feststoff	3%	5%	3%	5%
MW	h/Jahr	t/Jahr	Energiebedarf Strom (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	62	62	24	24
0.75	4000	334	90	90	35	35
0.75	5000	417	140	140	55	55
1.5	3000	500	202	202	79	79
1.5	5000	834	560	560	219	219
Biomassefeuerung			Energiebedarf Treibstoff (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	98	98	61	61
0.75	4000	334	118	118	74	74
0.75	5000	417	147	147	92	92
1.5	3000	500	177	177	111	111
1.5	5000	834	295	295	184	184
Biomassefeuerung			Energiebedarf gesamt (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	161	161	86	86
0.75	4000	334	208	208	109	109
0.75	5000	417	288	288	147	147
1.5	3000	500	379	379	189	189
1.5	5000	834	855	855	403	403
Biomassefeuerung			Energieoutput (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	0	0	0	0
0.75	4000	334	0	0	0	0
0.75	5000	417	0	0	0	0
1.5	3000	500	0	0	0	0
1.5	5000	834	0	0	0	0

Tabelle 24: Investitionsbedarf und Betriebskosten bei der Vergärung der Rohgülle

Nutzungskonzept B			Investitionsbedarf				Betriebskosten			
			Lagerung: 3% TS = offen; 5% TS = geschlossen (Fr./Jahr)				Lagerung (Fr./Jahr)			
			TS-Gehalt in der Rohgülle				TS-Gehalt in der Rohgülle			
Biomassefeuerung			3%	5%	3%	5%	3%	5%	3%	5%
Leistung	Auslastung	Feststoff	TS-Abtrenngrad der Separierung				TS-Abtrenngrad der Separierung			
MW_{th}	h/Jahr	t/Jahr	25%	25%	40%	40%	25%	25%	40%	40%
0.5	5000	278	414000	476000	283000	312000	28100	30100	20500	20500
0.75	4000	334	497000	572000	340000	375000	33700	36100	24600	24600
0.75	5000	417	621000	715000	425000	469000	42100	45100	30800	30800
1.5	3000	500	745000	858000	510000	562000	50500	54100	36900	37000
1.5	5000	834	1242000	1429000	850000	937000	84200	90200	61500	61600
			Vergärung (Fr./Jahr)				Vergärung (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278	480000	320000	320000	260000	47800	32600	32600	26900
0.75	4000	334	560000	360000	380000	270000	55400	36400	38300	27800
0.75	5000	417	680000	430000	450000	320000	66800	43000	44900	32600
1.5	3000	500	800000	500000	520000	340000	78200	49700	51600	34500
1.5	5000	834	1240000	800000	820000	500000	120000	78200	80100	49700
			Investitionsbedarf gesamt (Fr./Jahr)				Ausbringkosten (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278	894000	796000	603000	572000	37600	21600	28000	16200
0.75	4000	334	1057000	932000	720000	645000	45800	26200	34100	19600
0.75	5000	417	1301000	1145000	875000	789000	58700	33300	43500	24800
1.5	3000	500	1545000	1358000	1030000	902000	72200	40500	53300	30200
1.5	5000	834	2482000	2229000	1670000	1437000	131700	71600	95900	52900
							Gülletransporte (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					48100	20800	22300	9200
0.75	4000	334					64300	28100	30200	12700
0.75	5000	417					91300	40500	43400	18600
1.5	3000	500					121300	54200	58000	25300
1.5	5000	834					266500	120800	129200	57800
							Jahreskosten gesamt (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					161600	105100	103400	72800
0.75	4000	334					199200	126800	127200	84700
0.75	5000	417					258900	161900	162600	106800
1.5	3000	500					322200	198500	199800	127000
1.5	5000	834					602400	360800	366700	222000
							Erlöse Strom + Wärme (Fr./Jahr)			
							26500	33600	16200	20200
							32600	40300	19500	24600
							40700	50800	24600	31400
							49600	61700	30300	37700
							85400	104100	52000	64300

Investitionsbedarf und Betriebskosten sind ohne jegliche Beihilfen oder Beiträge gerechnet.

Tabelle 25: Energieinput und –output bei der Vergärung der Rohgülle

Konventionelle Vergärung			Separierung mit 25 % TS-Abtrennung		Separierung mit 40 % TS-Abtrennung	
Biomassefeuerung			TS-Gehalt Rohgülle		TS-Gehalt Rohgülle	
Leistung	Betriebszeit	Feststoff	3%	5%	3%	5%
MW	h/Jahr	t/Jahr	Energiebedarf Strom (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	146	78	94	65
0.75	4000	334	176	101	124	73
0.75	5000	417	251	132	168	85
1.5	3000	500	314	156	207	112
1.5	5000	834	693	312	452	206
Biomassefeuerung			Energiebedarf Wärme (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1073	663	686	422
0.75	4000	334	1271	787	815	502
0.75	5000	417	1581	966	1015	616
1.5	3000	500	1893	1147	1202	733
1.5	5000	834	3082	1893	1963	1202
Biomassefeuerung			Energiebedarf Treibstoff (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	88	52	55	33
0.75	4000	334	105	63	66	39
0.75	5000	417	132	78	82	49
1.5	3000	500	158	94	99	59
1.5	5000	834	263	157	164	98
Biomassefeuerung			Energiebedarf gesamt (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1306	793	835	520
0.75	4000	334	1552	950	1004	614
0.75	5000	417	1964	1176	1265	751
1.5	3000	500	2365	1398	1508	903
1.5	5000	834	4039	2362	2580	1505
Biomassefeuerung			Energiebedarf Gülletransport (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	110	48	51	21
0.75	4000	334	148	65	69	29
0.75	5000	417	210	93	100	43
1.5	3000	500	278	124	133	58
1.5	5000	834	612	277	297	133
Biomassefeuerung			Energiebedarf gesamt inkl. Gülletransport (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1417	841	886	541
0.75	4000	334	1700	1015	1073	643
0.75	5000	417	2173	1269	1364	794
1.5	3000	500	2644	1522	1641	961
1.5	5000	834	4650	2639	2877	1638
Biomassefeuerung			Energieoutput Strom (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	590	590	369	369
0.75	4000	334	708	708	443	443
0.75	5000	417	885	885	553	553
1.5	3000	500	1062	1062	664	664
1.5	5000	834	1771	1771	1107	1107
Biomassefeuerung			Energieoutput Wärme (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1377	1377	861	861
0.75	4000	334	1653	1653	1033	1033
0.75	5000	417	2066	2066	1291	1291
1.5	3000	500	2479	2479	1549	1549
1.5	5000	834	4131	4131	2582	2582
Biomassefeuerung			Energieoutput gesamt (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1967	1967	1230	1230
0.75	4000	334	2361	2361	1475	1475
0.75	5000	417	2951	2951	1844	1844
1.5	3000	500	3541	3541	2213	2213
1.5	5000	834	5902	5902	3689	3689

Tabelle 26: Investitionsbedarf und Betriebskosten bei der Vergärung der Dünngülle im Festbettreaktor

Nutzungskonzept C			Investitionsbedarf				Betriebskosten			
			Lagerung: 3% TS = offen; 5% TS = geschlossen (Fr./Jahr)				Lagerung (Fr./Jahr)			
			TS-Gehalt in der Rohgülle				TS-Gehalt in der Rohgülle			
Biomassefeuerung			3%	5%	3%	5%	3%	5%	3%	5%
Leistung	Auslastung	Feststoff	TS-Abtrenngrad der Separierung				TS-Abtrenngrad der Separierung			
MW_{th}	h/Jahr	t/Jahr	25%	25%	40%	40%	25%	25%	40%	40%
0.5	5000	278	424000	478000	293000	313000	28700	30100	21100	20600
0.75	4000	334	509000	573000	352000	376000	34400	36200	25300	24700
0.75	5000	417	636000	717000	440000	470000	43000	45200	31600	30900
1.5	3000	500	763000	860000	527000	564000	51600	54300	37900	37100
1.5	5000	834	1272000	1434000	879000	940000	86000	90400	63200	61800
			Vergärung inkl. Separierung (Fr./Jahr)				Vergärung (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278	450000	310000	310000	230000	53800	39800	39800	31700
0.75	4000	334	510000	350000	360000	260000	59500	43600	44600	35100
0.75	5000	417	590000	410000	420000	290000	70200	50000	54100	37900
1.5	3000	500	650000	460000	480000	310000	75900	57900	59800	42700
1.5	5000	834	850000	650000	670000	470000	98000	76500	78400	58800
			Investitionsbedarf gesamt (Fr./Jahr)				Ausbringkosten (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278	874000	788000	603000	543000	43800	29800	35400	24700
0.75	4000	334	1019000	923000	712000	636000	52700	35700	42500	29700
0.75	5000	417	1226000	1127000	860000	760000	66000	44700	53200	37100
1.5	3000	500	1413000	1320000	1007000	874000	79300	53700	63900	44600
1.5	5000	834	2122000	2084000	1549000	1410000	133200	89800	107100	74500
							Gülletransporte (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					47500	20300	21900	8800
0.75	4000	334					63500	27600	29600	12200
0.75	5000	417					90200	39700	42500	18000
1.5	3000	500					119900	53100	56900	24400
1.5	5000	834					263500	118600	126800	56000
							Jahreskosten gesamt (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					173800	120000	118200	85800
0.75	4000	334					210100	143100	142000	101700
0.75	5000	417					269400	179600	181400	123900
1.5	3000	500					326700	219000	218500	148800
1.5	5000	834					580700	375300	375500	251100
							Erlöse Strom + Wärme (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					16200	22400	4900	8900
0.75	4000	334					19800	27200	6200	11000
0.75	5000	417					25300	34500	8200	14200
1.5	3000	500					30700	41700	10300	17400
1.5	5000	834					52500	70800	18300	30100

Investitionsbedarf und Betriebskosten sind ohne jegliche Beihilfen oder Beiträge gerechnet.

Tabelle 27: Energieinput und –output bei der Vergärung der Dünngülle im Festbettreaktor

Vergärung Dünnülle mit Festbett			Separierung mit 25 % TS-Abtrennung		Separierung mit 40 % TS-Abtrennung	
Biomassefeuerung			TS-Gehalt Rohgülle		TS-Gehalt Rohgülle	
Leistung	Betriebszeit	Feststoff	3%	5%	3%	5%
MW	h/Jahr	t/Jahr	Energiebedarf Strom (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	102	80	89	72
0.75	4000	334	116	89	100	80
0.75	5000	417	138	103	117	91
1.5	3000	500	161	117	135	102
1.5	5000	834	262	176	212	150
Biomassefeuerung			Energiebedarf Wärme (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	947	562	585	344
0.75	4000	334	1135	671	699	411
0.75	5000	417	1409	836	871	513
1.5	3000	500	1686	1001	1043	613
1.5	5000	834	2796	1659	1728	1015
Biomassefeuerung			Energiebedarf Treibstoff (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	97	62	65	42
0.75	4000	334	117	74	77	51
0.75	5000	417	146	93	97	64
1.5	3000	500	175	112	116	76
1.5	5000	834	292	186	194	127
Biomassefeuerung			Energiebedarf gesamt (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1146	704	739	459
0.75	4000	334	1368	834	876	542
0.75	5000	417	1693	1032	1085	667
1.5	3000	500	2023	1229	1294	792
1.5	5000	834	3351	2021	2134	1291
Biomassefeuerung			Energiebedarf Gülletransport (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	109	47	50	20
0.75	4000	334	146	63	68	28
0.75	5000	417	207	91	98	41
1.5	3000	500	275	122	131	56
1.5	5000	834	605	272	291	128
Biomassefeuerung			Energiebedarf gesamt inkl. Gülletransport (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1255	751	789	479
0.75	4000	334	1513	897	944	570
0.75	5000	417	1900	1123	1183	709
1.5	3000	500	2298	1351	1424	848
1.5	5000	834	3956	2293	2425	1420
Biomassefeuerung			Energieoutput Strom (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	438	438	219	219
0.75	4000	334	525	525	263	263
0.75	5000	417	657	657	328	328
1.5	3000	500	788	788	394	394
1.5	5000	834	1313	1313	657	657
Biomassefeuerung			Energieoutput Wärme (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1021	1021	511	511
0.75	4000	334	1226	1226	613	613
0.75	5000	417	1532	1532	766	766
1.5	3000	500	1839	1839	919	919
1.5	5000	834	3064	3064	1532	1532
Biomassefeuerung			Energieoutput gesamt (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1459	1459	730	730
0.75	4000	334	1751	1751	876	876
0.75	5000	417	2189	2189	1094	1094
1.5	3000	500	2627	2627	1313	1313
1.5	5000	834	4378	4378	2189	2189

Tabelle 28: Investitionsbedarf und Betriebskosten bei der Vergärung der Dünngülle im Membranreaktor

Nutzungskonzept D			Investitionsbedarf				Betriebskosten			
			Lagerung: 3% TS = offen; 5% TS = geschlossen (Fr./Jahr)				Lagerung (Fr./Jahr)			
			TS-Gehalt in der Rohgülle				TS-Gehalt in der Rohgülle			
Biomassefeuerung			3%	5%	3%	5%	3%	5%	3%	5%
Leistung	Auslastung	Feststoff	TS-Abtrenngrad der Separierung				TS-Abtrenngrad der Separierung			
MW_{th}	h/Jahr	t/Jahr	25%	25%	40%	40%	25%	25%	40%	40%
0.5	5000	278	423000	476000	292000	312000	28600	30000	21000	20500
0.75	4000	334	508000	571000	351000	375000	34300	36000	25200	24700
0.75	5000	417	634000	714000	439000	469000	42900	45000	31500	30800
1.5	3000	500	761000	857000	526000	562000	51500	54000	37800	37000
1.5	5000	834	1269000	1428000	877000	937000	85800	90100	63100	61600
			Vergärung inkl. Separierung und UF (Fr./Jahr)				Vergärung (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278	730000	550000	550000	460000	96100	72600	72400	61300
0.75	4000	334	790000	630000	650000	490000	104000	76500	78200	65300
0.75	5000	417	930000	690000	700000	530000	117900	91400	90200	70100
1.5	3000	500	990000	740000	760000	610000	128100	101300	102800	76700
1.5	5000	834	1180000	980000	1010000	750000	159300	128100	130300	101900
			Investitionsbedarf gesamt (Fr./Jahr)				Ausbringkosten (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278	1153000	1026000	842000	772000	43700	29700	35300	24700
0.75	4000	334	1298000	1201000	1001000	865000	52600	35600	42400	29600
0.75	5000	417	1564000	1404000	1139000	999000	65800	44600	53100	37100
1.5	3000	500	1751000	1597000	1286000	1172000	79200	53500	63800	44500
1.5	5000	834	2449000	2408000	1887000	1687000	132900	89600	107000	74400
							Gülletransporte (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					47500	20300	21900	8800
0.75	4000	334					63400	27500	29600	12200
0.75	5000	417					90100	39600	42500	18000
1.5	3000	500					119800	53000	56800	24400
1.5	5000	834					263200	118300	126700	55900
							Jahreskosten gesamt (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					215900	152600	150600	115300
0.75	4000	334					254300	175600	175400	131800
0.75	5000	417					316700	220600	217300	156000
1.5	3000	500					378600	261800	261200	182600
1.5	5000	834					641200	426100	427100	293800
							Erlöse Strom + Wärme (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					18200	28800	6100	11700
0.75	4000	334					22200	35000	7700	14500
0.75	5000	417					28300	42600	8600	18500
1.5	3000	500					38100	51500	10700	22600
1.5	5000	834					64800	90800	22700	36900

Investitionsbedarf und Betriebskosten sind ohne jegliche Beihilfen oder Beiträge gerechnet.

Tabelle 29: Energieinput und –output bei der Vergärung der Dünngülle im Membranreaktor

Vergärung Dünnülle mit Membranreaktor			Separierung mit 25 % TS-Abtrennung		Separierung mit 40 % TS-Abtrennung	
Biomassefeuerung			TS-Gehalt Rohgülle		TS-Gehalt Rohgülle	
Leistung	Betriebszeit	Feststoff	3%	5%	3%	5%
MW	h/Jahr	t/Jahr	Energiebedarf Strom (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	298	172	186	129
0.75	4000	334	352	200	217	147
0.75	5000	417	433	275	299	176
1.5	3000	500	431	324	353	204
1.5	5000	834	711	440	489	361
Biomassefeuerung			Energiebedarf Wärme (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	947	562	585	344
0.75	4000	334	1135	671	699	411
0.75	5000	417	1409	836	871	513
1.5	3000	500	1686	1001	1043	613
1.5	5000	834	2796	1659	1728	1015
Biomassefeuerung			Energiebedarf Treibstoff (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	97	62	64	42
0.75	4000	334	117	74	77	51
0.75	5000	417	146	93	97	63
1.5	3000	500	175	111	116	76
1.5	5000	834	292	185	193	127
Biomassefeuerung			Energiebedarf gesamt (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1342	796	836	515
0.75	4000	334	1603	945	993	609
0.75	5000	417	1988	1204	1267	752
1.5	3000	500	2292	1436	1512	893
1.5	5000	834	3800	2284	2411	1502
Biomassefeuerung			Energiebedarf Gülletransport (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	109	47	50	20
0.75	4000	334	146	63	68	28
0.75	5000	417	207	91	97	41
1.5	3000	500	275	122	130	56
1.5	5000	834	604	272	291	128
Biomassefeuerung			Energiebedarf gesamt inkl. Gülletransport (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1451	843	886	535
0.75	4000	334	1749	1008	1061	637
0.75	5000	417	2195	1295	1364	793
1.5	3000	500	2567	1558	1642	949
1.5	5000	834	4404	2555	2701	1630
Biomassefeuerung			Energieoutput Strom (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	578	578	289	289
0.75	4000	334	693	693	347	347
0.75	5000	417	867	867	433	433
1.5	3000	500	1040	1040	520	520
1.5	5000	834	1734	1734	867	867
Biomassefeuerung			Energieoutput Wärme (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1348	1348	674	674
0.75	4000	334	1618	1618	809	809
0.75	5000	417	2023	2023	1011	1011
1.5	3000	500	2427	2427	1214	1214
1.5	5000	834	4045	4045	2023	2023
Biomassefeuerung			Energieoutput gesamt (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1926	1926	963	963
0.75	4000	334	2311	2311	1156	1156
0.75	5000	417	2889	2889	1445	1445
1.5	3000	500	3467	3467	1734	1734
1.5	5000	834	5779	5779	2889	2889

Tabelle 30: Investitionsbedarf und Betriebskosten bei der Separierung und Feststoff-Feuerung

Nutzungskonzept E			Investitionsbedarf				Betriebskosten			
			Lagerung: 3% TS = offen; 5% TS = geschlossen (Fr./Jahr)				Lagerung (Fr./Jahr)			
			TS-Gehalt in der Rohgülle				TS-Gehalt in der Rohgülle			
Biomassefeuerung			3%	5%	3%	5%	3%	5%	3%	5%
Leistung	Auslastung	Feststoff	TS-Abtrenngrad der Separierung				TS-Abtrenngrad der Separierung			
MW_{th}	h/Jahr	t/Jahr	25%	25%	40%	40%	25%	25%	40%	40%
0.5	5000	278	427000	483000	295000	316000	41500	37900	28300	24700
0.75	4000	334	512000	580000	353000	379000	49800	45500	33900	29700
0.75	5000	417	640000	725000	442000	474000	62200	56800	42400	37100
1.5	3000	500	768000	869000	530000	569000	74700	68200	50900	44500
1.5	5000	834	1280000	1449000	884000	949000	124500	113700	84800	74200
			Verbrennung (Fr./Jahr)				Verbrennung inkl. Separierung (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278	1000000	1000000	1000000	1000000	210800	205200	205400	202000
0.75	4000	334	1200000	1200000	1200000	1200000	251300	244600	244800	240600
0.75	5000	417	1200000	1200000	1200000	1200000	276700	268300	268600	263400
1.5	3000	500	1800000	1800000	1800000	1800000	372800	362700	363100	356800
1.5	5000	834	1800000	1800000	1800000	1800000	474100	457400	458000	447600
			Investitionsbedarf gesamt (Fr./Jahr)				Ausbringkosten (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278	1427000	1483000	1295000	1316000	41300	32200	27800	22100
0.75	4000	334	1712000	1780000	1553000	1579000	50600	39700	34400	27600
0.75	5000	417	1840000	1925000	1642000	1674000	63400	49600	43000	34500
1.5	3000	500	2568000	2669000	2330000	2369000	76200	59700	51700	41400
1.5	5000	834	3080000	3249000	2684000	2749000	128100	100100	86500	69200
							Feststoff-Transporte (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					11400	11400	11400	11400
0.75	4000	334					13700	13700	13700	13700
0.75	5000	417					17200	17200	17200	17200
1.5	3000	500					20600	20600	20600	20600
1.5	5000	834					34300	34300	34300	34300
							Jahreskosten gesamt (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					305000	286700	272900	260200
0.75	4000	334					365400	343500	326800	311600
0.75	5000	417					419500	391900	371200	352200
1.5	3000	500					544300	511200	486300	463300
1.5	5000	834					761000	705500	663600	625300
							Erlöse Strom + Wärme (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					138900	138900	138900	138900
0.75	4000	334					166700	166700	166700	166700
0.75	5000	417					208300	208300	208300	208300
1.5	3000	500					250000	250000	250000	250000
1.5	5000	834					416700	416700	416700	416700

Investitionsbedarf und Betriebskosten sind ohne jegliche Beihilfen oder Beiträge gerechnet.

Tabelle 31: Energieinput und -output bei der Separierung und Feststoff-Feuerung

Separierung und Verbrennung der Feststoffe			Separierung mit 25 % TS-Abtrennung		Separierung mit 40 % TS-Abtrennung	
Biomassefeuerung			TS-Gehalt Rohgülle		TS-Gehalt Rohgülle	
Leistung	Betriebszeit	Feststoff	3%	5%	3%	5%
MW	h/Jahr	t/Jahr	Energiebedarf Strom (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	237	222	222	213
0.75	4000	334	286	267	267	256
0.75	5000	417	360	336	334	320
1.5	3000	500	434	404	402	385
1.5	5000	834	742	685	677	646
Biomassefeuerung			Energiebedarf Treibstoff Ausbringung (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	98	63	65	43
0.75	4000	334	117	74	77	50
0.75	5000	417	146	93	96	63
1.5	3000	500	175	111	115	75
1.5	5000	834	292	186	192	126
Biomassefeuerung			Energiebedarf Treibstoff Transport (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	19	19	19	19
0.75	4000	334	23	23	23	23
0.75	5000	417	29	29	29	29
1.5	3000	500	35	35	35	35
1.5	5000	834	58	58	58	58
Biomassefeuerung			Energiebedarf gesamt (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	355	304	306	275
0.75	4000	334	426	365	367	330
0.75	5000	417	535	457	459	412
1.5	3000	500	644	551	552	495
1.5	5000	834	1093	929	927	830
Biomassefeuerung			Energieoutput gesamt Wärme (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	10000	10000	10000	10000
0.75	4000	334	12000	12000	12000	12000
0.75	5000	417	15000	15000	15000	15000
1.5	3000	500	18000	18000	18000	18000
1.5	5000	834	30000	30000	30000	30000

Tabelle 32: Investitionsbedarf und Betriebskosten bei der Vergärung der Dünngülle im Festbettreaktor und Feststoff-Feuerung

Nutzungskonzept F			Investitionsbedarf				Betriebskosten			
			Lagerung: 3% TS = offen; 5% TS = geschlossen (Fr./Jahr)				Lagerung (Fr./Jahr)			
			TS-Gehalt in der Rohgülle				TS-Gehalt in der Rohgülle			
Biomassefeuerung			3%	5%	3%	5%	3%	5%	3%	5%
Leistung	Auslastung	Feststoff	TS-Abtrenngrad der Separierung				TS-Abtrenngrad der Separierung			
MW_{th}	h/Jahr	t/Jahr	25%	25%	40%	40%	25%	25%	40%	40%
0.5	5000	278	424000	478000	293000	313000	28700	30100	21100	20600
0.75	4000	334	509000	573000	352000	376000	34400	36200	25300	24700
0.75	5000	417	636000	717000	440000	470000	43000	45200	31600	30900
1.5	3000	500	763000	860000	527000	564000	51600	54300	37900	37100
1.5	5000	834	1272000	1434000	879000	940000	86000	90400	63200	61800
			Vergärung inkl. Separierung (Fr./Jahr)				Vergärung inkl. Separierung (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278	450000	310000	310000	230000	53800	39800	39800	31700
0.75	4000	334	510000	350000	360000	260000	59500	43600	44600	35100
0.75	5000	417	590000	410000	420000	290000	70200	50000	54100	37900
1.5	3000	500	650000	460000	480000	320000	75900	57900	59800	43700
1.5	5000	834	850000	650000	670000	470000	98000	76500	78400	58800
			Verbrennung (Fr./Jahr)				Verbrennung (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278	1000000	1000000	1000000	1000000	196500	196500	196500	196500
0.75	4000	334	1200000	1200000	1200000	1200000	234100	234100	234100	234100
0.75	5000	417	1200000	1200000	1200000	1200000	255200	255200	255200	255200
1.5	3000	500	1800000	1800000	1800000	1800000	347000	347000	347000	347000
1.5	5000	834	1800000	1800000	1800000	1800000	431200	431200	431200	431200
			Investitionsbedarf gesamt (Fr./Jahr)				Ausbringkosten (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278	1874000	1788000	1603000	1543000	41100	32600	27000	22000
0.75	4000	334	2219000	2123000	1912000	1836000	50400	40200	33400	27400
0.75	5000	417	2426000	2327000	2060000	1960000	63100	50300	41800	34300
1.5	3000	500	3213000	3120000	2807000	2684000	75900	60400	50300	41100
1.5	5000	834	3922000	3884000	3349000	3210000	127500	101400	84100	68800
							Gülletransporte (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					47500	20900	21300	8800
0.75	4000	334					63500	28300	28800	12200
0.75	5000	417					90200	40700	41400	18000
1.5	3000	500					119900	54500	55500	24400
1.5	5000	834					263500	121600	123700	56000
							Jahreskosten gesamt (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					367600	319900	305700	279600
0.75	4000	334					441900	382400	366200	333500
0.75	5000	417					521700	441400	424100	376300
1.5	3000	500					670300	574100	550500	493300
1.5	5000	834					1006200	821100	780600	676600
							Erlöse Strom + Wärme (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					155100	161300	143800	147800
0.75	4000	334					186500	193900	172900	177700
0.75	5000	417					233600	242800	216500	222500
1.5	3000	500					280700	291700	260300	267400
1.5	5000	834					469200	487500	435000	446800

Investitionsbedarf und Betriebskosten sind ohne jegliche Beihilfen oder Beiträge gerechnet.

Tabelle 33: Energieinput und -output bei der Vergärung der Dünngülle im Festbettreaktor und Feststoff-Feuerung

Dünng.vergärung Festbett Verbrennung der Feststoffe			Separierung mit 25 % TS-Abtrennung		Separierung mit 40 % TS-Abtrennung	
Biomassefeuerung			TS-Gehalt Rohgülle		TS-Gehalt Rohgülle	
Leistung	Betriebszeit	Feststoff	3%	5%	3%	5%
MW	h/Jahr	t/Jahr	Energiebedarf Strom (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	302	281	287	272
0.75	4000	334	356	331	338	320
0.75	5000	417	438	406	414	391
1.5	3000	500	521	481	490	462
1.5	5000	834	862	789	799	750
Biomassefeuerung			Energiebedarf Wärme (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	947	562	585	344
0.75	4000	334	1135	671	699	411
0.75	5000	417	1409	836	871	513
1.5	3000	500	1686	1001	1043	613
1.5	5000	834	2796	1659	1728	1015
Biomassefeuerung			Energiebedarf Treibstoff (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	98	65	62	43
0.75	4000	334	116	77	74	50
0.75	5000	417	145	96	92	62
1.5	3000	500	174	115	110	75
1.5	5000	834	290	191	184	125
Biomassefeuerung			Energiebedarf gesamt (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1346	908	935	659
0.75	4000	334	1607	1078	1110	781
0.75	5000	417	1992	1337	1377	966
1.5	3000	500	2381	1597	1643	1150
1.5	5000	834	3948	2639	2711	1889
Biomassefeuerung			Energiebedarf Gülletransport (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	109	48	49	20
0.75	4000	334	146	65	66	28
0.75	5000	417	207	93	95	41
1.5	3000	500	275	125	127	56
1.5	5000	834	605	279	284	128
Biomassefeuerung			Energiebedarf gesamt inkl. Gülletransport (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1455	956	984	679
0.75	4000	334	1752	1143	1176	809
0.75	5000	417	2199	1431	1472	1007
1.5	3000	500	2657	1722	1771	1206
1.5	5000	834	4553	2918	2995	2018
Biomassefeuerung			Energieoutput Strom (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	438	438	219	219
0.75	4000	334	525	525	263	263
0.75	5000	417	657	657	328	328
1.5	3000	500	788	788	394	394
1.5	5000	834	1313	1313	657	657
Biomassefeuerung			Energieoutput Wärme (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	11021	11021	10511	10511
0.75	4000	334	13226	13226	12613	12613
0.75	5000	417	16532	16532	15766	15766
1.5	3000	500	19839	19839	18919	18919
1.5	5000	834	33064	33064	31532	31532
Biomassefeuerung			Energieoutput gesamt (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	11459	11459	10730	10730
0.75	4000	334	13751	13751	12876	12876
0.75	5000	417	17189	17189	16094	16094
1.5	3000	500	20627	20627	19313	19313
1.5	5000	834	34378	34378	32189	32189

Tabelle 34: Investitionsbedarf und Betriebskosten bei der Vergärung der Dünngülle im Membranreaktor und Feststoff-Feuerung

Nutzungskonzept G			Investitionsbedarf				Betriebskosten			
			Lagerung: 3% TS = offen; 5% TS = geschlossen (Fr./Jahr)				Lagerung (Fr./Jahr)			
			TS-Gehalt in der Rohgülle				TS-Gehalt in der Rohgülle			
Biomassefeuerung			3%	5%	3%	5%	3%	5%	3%	5%
Leistung	Auslastung	Feststoff	TS-Abtrenngrad der Separierung				TS-Abtrenngrad der Separierung			
MW_{th}	h/Jahr	t/Jahr	25%	25%	40%	40%	25%	25%	40%	40%
0.5	5000	278	423000	496000	281000	312000	28600	31300	20200	20500
0.75	4000	334	508000	595000	337000	375000	34300	37500	24200	24700
0.75	5000	417	634000	744000	422000	469000	42900	46900	30300	30800
1.5	3000	500	761000	893000	506000	562000	51500	56300	36400	37000
1.5	5000	834	1269000	1488000	843000	937000	85800	93900	60600	61600
			Vergärung inkl. Separierung und UF (Fr./Jahr)				Vergärung (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278	730000	550000	550000	460000	96100	73500	71400	61300
0.75	4000	334	790000	630000	650000	490000	104000	78400	76300	65300
0.75	5000	417	930000	690000	700000	530000	117900	92400	89200	70100
1.5	3000	500	990000	740000	760000	610000	128100	103200	100900	76700
1.5	5000	834	1180000	980000	1010000	750000	159300	130000	126500	101900
			Verbrennung (Fr./Jahr)				Verbrennung (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278	1000000	1000000	1000000	1000000	196500	196500	196500	196500
0.75	4000	334	1200000	1200000	1200000	1200000	234100	234100	234100	234100
0.75	5000	417	1200000	1200000	1200000	1200000	255200	255200	255200	255200
1.5	3000	500	1800000	1800000	1800000	1800000	347000	347000	347000	347000
1.5	5000	834	1800000	1800000	1800000	1800000	431200	431200	431200	431200
			Investitionsbedarf gesamt (Fr./Jahr)				Ausbringkosten (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278	2153000	2046000	1831000	1772000	41000	31400	27900	22000
0.75	4000	334	2498000	2425000	2187000	2065000	50200	38800	34500	27400
0.75	5000	417	2764000	2634000	2322000	2199000	62800	48500	43100	34200
1.5	3000	500	3551000	3433000	3066000	2972000	75300	58200	51800	41100
1.5	5000	834	4249000	4268000	3653000	3487000	125800	97100	86400	68500
							Gülletransporte (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					48100	20300	21900	8800
0.75	4000	334					63400	27500	29600	12200
0.75	5000	417					90100	39600	42500	18000
1.5	3000	500					119800	53000	56800	24400
1.5	5000	834					263200	118300	126700	55900
							Jahreskosten gesamt (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					410300	353000	337900	309100
0.75	4000	334					486000	416300	398700	363700
0.75	5000	417					568900	482600	460300	408300
1.5	3000	500					721700	617700	592900	526200
1.5	5000	834					1065300	870500	831400	719100
							Erlöse Strom + Wärme (Fr./Jahr)			
0.5	5000	278					157100	167400	145400	150600
0.75	4000	334					188900	201300	174800	181200
0.75	5000	417					236600	250400	217400	226800
1.5	3000	500					288100	300900	261300	272600
1.5	5000	834					481500	506500	440400	453600

Investitionsbedarf und Betriebskosten sind ohne jegliche Beihilfen oder Beiträge gerechnet.

Tabelle 35: Energieinput und -output bei der Vergärung der Dünngülle im Membranreaktor und Feststoff-Feuerung

Dünng.vergärung Membran Verbrennung der Feststoffe			Separierung mit 25 % TS-Abtrennung		Separierung mit 40 % TS-Abtrennung	
Biomassefeuerung			TS-Gehalt Rohgülle		TS-Gehalt Rohgülle	
Leistung	Betriebszeit	Feststoff	3%	5%	3%	5%
MW	h/Jahr	t/Jahr	Energiebedarf Strom (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	493	371	383	328
0.75	4000	334	585	437	452	386
0.75	5000	417	722	572	592	473
1.5	3000	500	774	679	703	560
1.5	5000	834	1266	1061	1061	951
Biomassefeuerung			Energiebedarf Wärme (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	947	562	585	344
0.75	4000	334	1135	671	699	411
0.75	5000	417	1409	836	871	513
1.5	3000	500	1686	1001	1043	613
1.5	5000	834	2796	1659	1728	1015
Biomassefeuerung			Energiebedarf Treibstoff (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	98	63	65	43
0.75	4000	334	117	74	77	50
0.75	5000	417	146	93	96	63
1.5	3000	500	175	111	115	75
1.5	5000	834	292	186	192	126
Biomassefeuerung			Energiebedarf gesamt (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1538	995	1033	715
0.75	4000	334	1836	1182	1228	847
0.75	5000	417	2277	1500	1559	1049
1.5	3000	500	2636	1791	1861	1249
1.5	5000	834	4354	2905	2981	2092
Biomassefeuerung			Energiebedarf Gülletransport (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	110	47	50	20
0.75	4000	334	146	63	68	28
0.75	5000	417	207	91	97	41
1.5	3000	500	275	122	130	56
1.5	5000	834	604	272	291	128
Biomassefeuerung			Energiebedarf gesamt inkl. Gülletransport (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	1649	1042	1084	735
0.75	4000	334	1982	1245	1296	875
0.75	5000	417	2484	1591	1657	1090
1.5	3000	500	2911	1912	1991	1305
1.5	5000	834	4959	3177	3272	2220
Biomassefeuerung			Energieoutput Strom (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	578	578	289	289
0.75	4000	334	693	693	347	347
0.75	5000	417	867	867	433	433
1.5	3000	500	1040	1040	520	520
1.5	5000	834	1734	1734	867	867
Biomassefeuerung			Energieoutput Wärme (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	11348	11348	10674	10674
0.75	4000	334	13618	13618	12809	12809
0.75	5000	417	17023	17023	16011	16011
1.5	3000	500	20427	20427	19214	19214
1.5	5000	834	34045	34045	32023	32023
Biomassefeuerung			Energieoutput gesamt (GJ/Jahr)			
0.5	5000	278	11926	11926	10963	10963
0.75	4000	334	14311	14311	13156	13156
0.75	5000	417	17889	17889	16445	16445
1.5	3000	500	21467	21467	19734	19734
1.5	5000	834	35779	35779	32889	32889

Tabelle 36: Analysedaten von der Co-Vergärung ohne Nachbehandlung

Analysen UFAG Laboratorien, 24.07.02

Analyse	Rohgülle	Gärgülle
	kg/t	kg/t
TS	51.4	26.9
OS	39.7	16.8
N	2	2.8
NH4	1	1.7
NO3	-	-
P2O5	0.59	0.86
K2O	1.8	1.6

- = nicht analysiert

Analysen UFAG Laboratorien, 13.08.02

Analyse	Rohgülle	Gärgülle	Gärgülle gelagert
	kg/t	kg/t	kg/t
TS	44.5	42.4	15.3
OS	33.6	29.5	8.8
N	1.43	2.78	2.18
NH4	0.58	1.64	1.75
NO3	0.85	-	-
P2O5	0.49	1.3	0.47
K2O	1.5	1.7	1.9

- = nicht analysiert

Analysen UFAG Laboratorien, 09.09.02

Analyse	Rohgülle	Gärgülle	Gärgülle gelagert
	kg/t	kg/t	kg/t
TS	65.8	20.2	34.4
OS	51.1	13.2	23.6
N	2.68	2.26	2.27
NH4	0.78	1.57	1.64
NO3	0	0	0
P2O5	0.67	0.62	1.2
K2O	1.3	1.4	1.3

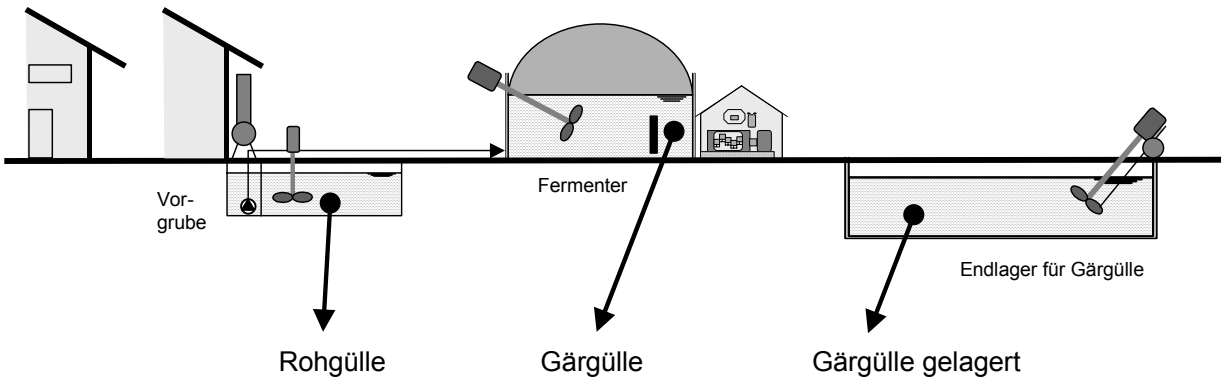


Abbildung 46: Probenahmestellen bei der Co-Vergärung ohne Nachbehandlung

Tabelle 37: Analysedaten von der Co-Vergärung mit Nachbehandlung

Analysen UFAG Laboratorien, 24.07.02

Analyse	Rohgülle	Gärgülle	Dünngülle1	Dünngülle2	Feststoff	Kompost	Erdensubstrat
	kg/t	kg/t	kg/t	kg/t	kg/t TS	kg/t TS	kg/t TS
TS	94.8	73.7	54.4	44.0	308	440	512
OS	69.3	47.5	30.6	25.0	265.18	233.2	373.25
N	3.7	3.7	3.6	3.0	19.3	15.7	22.7
NH4	1.6	2.1	2.1	1.8	7	2.1	0.9
NO3	0	0	0	0.0	0.515	0.843	0.477
P2O5	1.6	1.8	1.7	1.4	11.1	9	13.7
K2O	3.1	3.8	3.7	3.3	12.7	11.3	20.2

Dünngülle1= direkt ab Separator; Dünngülle2= aus Lager; Erdensubstrat=gesiebt

Analysen UFAG Laboratorien, 13.08.02

Analyse	Rohgülle	Gärgülle	Dünngülle1	Dünngülle2	Feststoff	Kompost	Erdensubstrat
	kg/t	kg/t	kg/t	kg/t	kg/t TS	kg/t TS	kg/t TS
TS	112.4	77.8	54.5	41.6	284	444	571
OS	83.3	53.7	32.9	24.7	247.1	173.6	227.8
N	3.72	3.82	3.87	2.8	20.8	12.5	14.7
NH4	1.87	2.34	2.32	1.7	8.38	0.11	0.11
NO3	0	0	0	0.0	0.511	0.847	0.906
P2O5	2.0	1.8	1.6	1.2	11.4	8.4	9.8
K2O	3.7	4.0	4.0	3.1	12.8	9.9	12.0

Dünngülle1= direkt ab Separator; Dünngülle2= aus Lager; Erdensubstrat=gesiebt

Analysen UFAG Laboratorien, 09.09.02

Analyse	Rohgülle	Gärgülle	Dünngülle1	Dünngülle2	Feststoff	Kompost	Erdensubstrat
	kg/t	kg/t	kg/t	kg/t	kg/t TS	kg/t TS	kg/t TS
TS	79.4	63.6	51.8	52.2	324	403	541
OS	56.2	41.2	30.8	32.2	295.81	212.38	284.566
N	3.66	3.99	3.92	3.6	18.7	16.1	16.2
NH4	1.83	2.41	2.43	2.3	6.87	1.25	0.07
NO3	0	0	0	0.0	1.16	0.77	1.22
P2O5	1.4	1.8	1.7	1.6	8.3	11.8	12.5
K2O	3.2	3.6	3.6	3.5	9.9	11.2	11.2

Dünngülle1= direkt ab Separator; Dünngülle2= aus Lager; Erdensubstrat=gesiebt

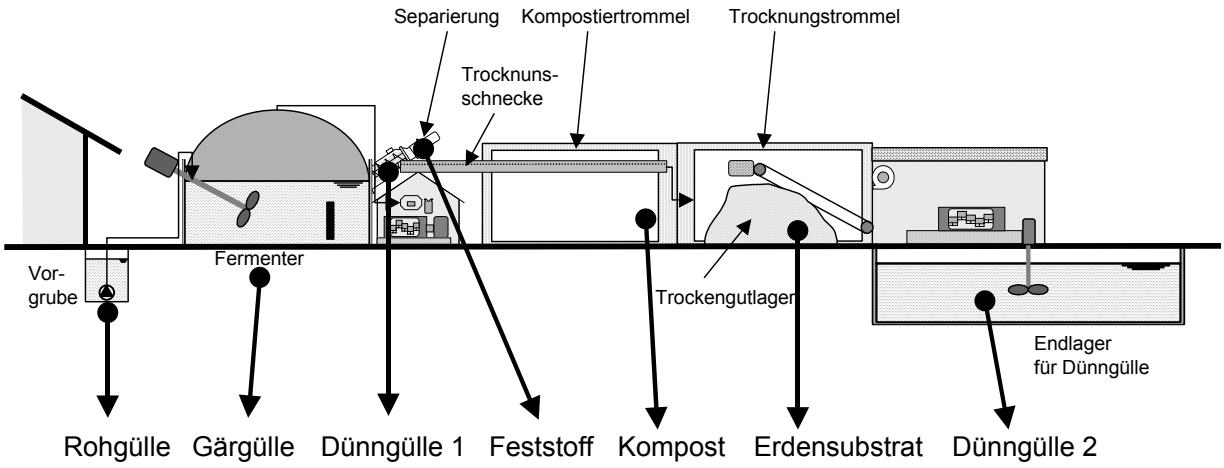


Abbildung 47: Probenahmestellen bei der Co-Vergärung mit Nachbehandlung