

## Lösemittelrückgewinnung im Verpackungsdruck – Stoffrecycling versus Verbrennung

*O. Carlowitz, S. Meyer, M. Napp*

*Institut für Umweltwissenschaften der TU Clausthal*

*otto.carlowitz@tu-clausthal.de*

*M. Pfutterer, J. Altmann*

*AWS-Group AG, Heilbronn*

*matthias.pfutterer@aws-group.com*

---

### Abstract

Im Verpackungsdruck werden aus Qualitätsanforderungen an das Druckerzeugnis organische Lösemittel (vorwiegend Ethylacetat und Ethanol) eingesetzt. Diese verdampfen beim Trocknungsprozess, gelangen in die Abluft und anschließend in eine Abgasreinigungsanlage. Bei Lösemittelmassenströmen von 1 t/h und mehr ist hierbei heute eine Lösemittelrückgewinnungsanlage mit adsorptiver Aufkonzentration (Aktivkohle, Zeolithe), Wasserdampfdesorption und Kondensation sowie aufwändiger Kondensataufarbeitung wirtschaftlich tragfähig darstellbar. Für Lösemittelmassenströme unterhalb der benannten Schwelle ist der Einsatz von regenerativen Nachverbrennungsanlagen Stand der Technik, die Lösemittel oxidieren und wandeln sich in die nichttoxischen Substanzen Kohlendioxid und Wasser um. Zur Erhöhung der Ressourceneffizienz und Senkung des Kohlendioxidausstoßes ist der neuartige Ansatz gewählt worden, kein ad- sondern ein absorptives Aufkonzentrationsverfahren auf der Basis von Hochsiedern (Genosorb) und Inertgasdesorption (Stickstoff) mit dem Ziel zu erproben, die wirtschaftliche Tragfähigkeit einer Lösemittelrückgewinnung auch schon bei niedrigeren Lösemittelmassenströmen nachzuweisen. Der besondere Vorteil dieses Verfahrensansatzes liegt in der niedrigen Desorptionstemperatur mit Inertgas (100...130) °C. Im Fall von Adsorbentien würde hierfür eine deutlich erhöhte Desorptionstemperatur (> 200 °C) vonnöten sein, so dass in Verbindung mit dem Wasser in der Umgebungsluft und der großen, ggf. katalytisch unterstützenden Oberfläche des Adsorbens eine Zersetzung vorwiegend von Ethylacetat zu Essigsäure auftreten würde. Die bisher durchgeführten Forschungsanstrengungen lassen den Schluss zu, dass der neue Technologieansatz sich offenbar zielführend wirtschaftlich gestaltet und die Kohlenstoff-

dioxidemissionen gegenüber dem Verbrennungsverfahren deutlich (40 bis 50 %) gesenkt werden können.

---

## **1 Ausgangssituation**

Zur Gewährleistung einer bestmöglichen Bildtiefe und -brillanz und damit hohen Qualitätsstandards werden heute im Rahmen der Herstellung flexibler Verpackungen bei Bedruckungsprozessen (Tiefdruck und Flexodruck) vorwiegend organische Lösemittel (hauptsächlich Ethylacetat und Ethanol) eingesetzt. Diese verdampfen nach dem Farbauftrag und werden zusammen mit angesaugter Umgebungsluft als Abgas (Abluft) einer nachgeschalteten Behandlungsanlage zugeführt. Ab Lösemittelmassenströmen von einer Tonne pro Stunde erweist es sich heute als wirtschaftlich tragfähig, die organischen Stoffe adsorptiv aus der Abluft zu entfernen, mit Wasserdampf zu desorbieren und zu kondensieren. Nach einer – bedingt durch die hohe Wasserfracht – aufwändigen Aufarbeitung ist dann ein erneuter Einsatz möglich. Unterhalb eines Lösemittelmassenstromes von 1 t/h ist bislang der Einsatz von sog. regenerativen thermischen Nachverbrennungsanlagen Stand der Technik, die die Lösemittel zu vorwiegend Kohlenstoffdioxid und Wasser oxidieren und damit detoxifizieren.

Ziel der Autoren ist es, ein Rückgewinnungsverfahren für Lösemittelmassenströme von weniger als 1 t/h (Massenstrombereich 0,2...0,8 t/h) zu entwickeln, das einerseits für Betriebe des Verpackungsdruckes wirtschaftlich interessant ist und andererseits den Gesamtkohlenstoffdioxidausstoß deutlich verringert. Dabei ist zu berücksichtigen, dass die Herstellung eines Kilogramms von z. B. Ethylacetat knapp 2,9 kg CO<sub>2</sub> verursacht zuzüglich etwa 2 kg CO<sub>2</sub> bei der Oxidation in einer regenerativen thermischen Nachverbrennungsanlage, so dass im Falle einer Rückgewinnung der Lösemittel eine beträchtliche Absenkung des Kohlendioxidausstoßes zu erwarten ist.

Um eine Rückgewinnung der freigesetzten organischen Lösemittel wirtschaftlich tragfähig zu gestalten, ist eine Aufkonzentration zwingend notwendig. Letzteres bedeutet, den hohen Abluftmengenstrom aus den Druckmaschinen mit relativ geringer Lösemittelbeladung in einem möglichst kleinen Gasmengenstrom mit hoher Beladung zu transformieren, so dass für die sich anschließende Kondensation der Lösemittel nicht zu niedrige Temperaturen und damit relativ kleine Energieeinsätze notwendig werden.

Als klassisches Aufkonzentrationsverfahren wird heute die Adsorption der Lösemittel an Aktivkohle oder Zeolithe mit anschließender Wasserdampfdesorption [1] eingesetzt. Allerdings sind die verwendeten Lösemittel teilweise in Wasser löslich, so dass

sich eine aufwändige und energieintensive Aufarbeitung mit dem Ziel des Wiedereinsatzes anschließt. Alternativ kann eine Inertgasdesorption z. B. mit Stickstoff erwogen werden. Allerdings benötigt man hierfür Temperaturen oberhalb von ca. 200 °C, verbunden mit der Gefahr der beschleunigten Zersetzung insbesondere von Ethylacetat zu Essigsäure durch Reaktion mit dem mit der Abluft eingetragenen Wasserdampf aus der im Druckprozess angesaugten Umgebungsluft. Auch können durch das Adsorbens (Aktivkohle, Zeolithe) katalytische Effekte wirksam werden, die den Zersetzungsvorgang begünstigen. Die Lösemittel sind dann nicht mehr (physikalisch) rückgewinnbar.

Ein Ausweg besteht darin, anstelle eines ad- ein absorptives Aufkonzentrationsverfahren zu wählen. Die Abluft aus den Druckprozessen wird dabei mittels einer hochsiedenden Flüssigkeit gewaschen, wobei die organischen Lösemittel gebunden werden. Dieser Vorgang erfolgt bei niedriger Temperatur (z. B. 20 °C). Die Desorption wird beispielsweise mit Stickstoff bei höherer Temperatur bis etwa 130 °C durchgeführt, so dass ein mit Lösemitteln hochaufkonzentrierter Gasstrom entsteht, der in eine Kondensation gelangt, so dass die Lösemittel in die flüssige Phase übergehen und nach einer einfachen Destillation und/oder Membrantrocknung wieder verwendet werden können. Da das Desorptionstemperaturniveau relativ zur Adsorption niedriger ist und katalytische Effekte im Hochsieder nicht zu besorgen sind, wird die Essigsäurebildung aus Ethylacetat stark unterdrückt. Allerdings ist der beschriebene Rückgewinnungsprozess bislang nicht für die vorgesehene Anwendung entwickelt, so dass hieraus Forschungs- und Entwicklungspotenzial erwächst.

## **2 Stand der Technik: Die regenerative thermische Oxidation (RTO)**

Bild 1 zeigt die Einbindung einer regenerativen thermischen Oxidationsanlage in das Abluft- und Wärmenetz einer Druckerei, die flexible Verpackungen herstellt [2].

Emittenten, d. h. lösemittelhaltige Abluftmengenströme verursachende Produktionsanlagen, stellen zwei sog. Flexodruckmaschinen, eine Tiefdruckmaschine sowie eine Waschmaschine (für Druckwalzen etc.) dar, die in eine Sammelleitung einspeisen. (Für den Fall, dass die Abluftreinigungsanlage ausfällt, besteht aus sicherheitstechnischen Erwägungen die Möglichkeit der Abgabe der Abluft über einen Bypass.) Der gesammelte Abluftmengenstrom gelangt schließlich in die RTO-Anlage, die aus einem Umschaltklappensystem (1), den Regeneratoren A, B, C und dem darüber liegenden Brennraum (2) besteht. Ein Brenner (3) heizt das Gesamtsystem auf. Die Regeneratoren (Speicherbetten für Wärme) werden zyklisch umgeschaltet. Ein Regenerator wärmt die Abluft vor (Regenerator A), einer kühlt das gereinigte Gas bzw. Reingas (Regene-

rator C) und ein Regenerator (Regenerator B) wird gespült, damit vor dem Umschalten von Abluft auf Reingas keine ungereinigten Bestandteile in das Reingas gelangen. Die Regeneratortechnik ermöglicht eine sehr hohe Vorwärmung der lösemittelhaltigen Abluft, so dass schon relativ geringe Lösemittelmassenströme ausreichen, eine Fahrweise ohne zusätzlichen Brennstoff zu ermöglichen (sog. autothermer Betrieb). Bei höheren Lösemittelfrachten kann ein Reingasteilstrom aus der Brennkammer ausgekoppelt werden (6), so dass Wärmeträger (Thermalöl (7) und Wasser (8)) zur Beheizung der Produktion bereitgestellt werden können. Wird darüber hinaus Produktionswärme benötigt, stehen sog. direkt befeuerte Wärmeerzeuger (10, 11) bereit, die zusätzlich Heizwärme einkoppeln können.

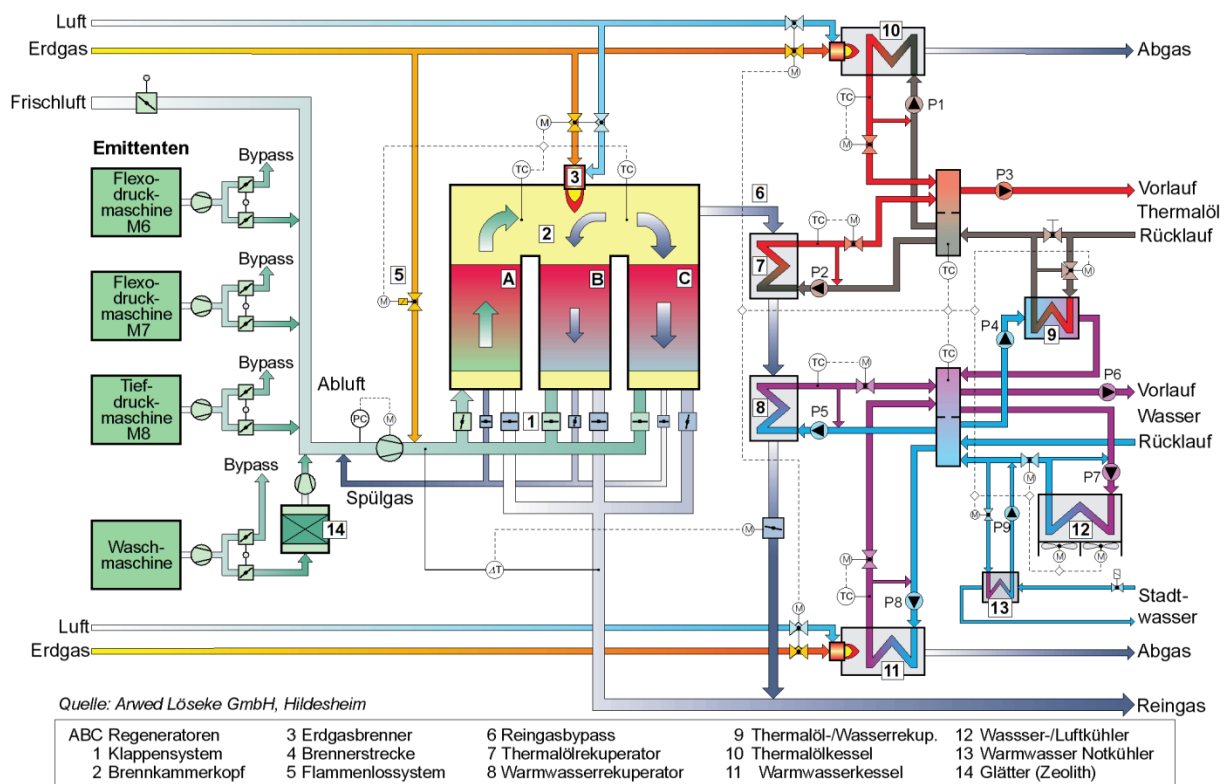


Bild 1: Regenerative thermische Oxidationsanlage in einer Druckerei [2].

Tabelle 1 vermittelt einen Eindruck zu den benötigten Einsatzstoffen und -energien, den Betriebsmittelkosten sowie den Kohlendioxid-Äquivalenten einer RTO-Anlage für einen Abluftmengenstrom von  $60.000 \text{ m}_n^3/\text{h}$ . Es wird deutlich, dass der insgesamt erzeugte  $\text{CO}_2$ -Massenstrom doch beträchtliche Ausmaße annimmt, so dass sich die Frage stellt, wie hoch die Reduktion durch eine Lösemittelrückgewinnung ausfällt. Aus Sicht eines produzierenden Unternehmens ist natürlich gleichermaßen zu ermitteln, inwiefern ein relevanter wirtschaftlicher Vorteil erzielbar ist.

Tab. 1: Betriebsmittelkosten RTO (Abluftvolumenstrom 60.000 m<sub>n</sub><sup>3</sup>/h; Werte gerundet).

Lfd. Nr.	Gegenstand	Stoff- bzw. Energiestrom	Wert	CO <sub>2</sub> -Äquivalente
1	Lösemittel (bezogen auf Ethylacetat EA)			
1.1	Lösemittelhaltige Abluft (Herstellung bzw. Einkauf)	250 kg/h EA	325,00 €/h	2,84 kg CO <sub>2</sub> /kg EA 710 kg CO <sub>2</sub>
1.2	Lösemittelverbrennung	250 kg/h EA	---	2,00 kg CO <sub>2</sub> /kg EA 500 kg CO <sub>2</sub>
2	Elektrische Energie (Ventilatoren, Druckluftherzeugung für Klappenbetrieb, Verbrennungsluftgebläse)	150 kW <sub>el</sub>	19,50 €/h	0,559 kg/kWh <sub>el</sub> 84 kg CO <sub>2</sub> /h
3	Erdgas (autotherm); Aufheizvorgänge werden vernachlässigt [45 x 400 kW = 18 MWh/a]	0 kW <sub>th</sub>	0,00 €/h	---
4	Wärmeauskopplung (erzeugter Wärmestrom)	-800 kW <sub>th</sub>	-37,00 €/h	0,201 kg CO <sub>2</sub> /kWh <sub>th</sub> -161 kg CO <sub>2</sub> /h
		Summe	307,50 €/h	1.133 kg CO <sub>2</sub> /h

Für elektrische Energie: 0,559 kg CO<sub>2</sub>/kWh<sub>el</sub> im deutschen Strommix [3]

Für Erdgas H 0,201 kg CO<sub>2</sub>/kWh<sub>th</sub> nach Verbrennungsrechnung

Für den Lösemittelmix 2,0 kg CO<sub>2</sub>/kg Lösemittel nach Verbrennungsrechnung

Für die Lösemittelherstellung: 2,84 kg CO<sub>2</sub>/kg Ethylacetat<sup>2</sup> [4]

<sup>2</sup> Als Referenzstoff wurde hier Ethylacetat gewählt. In Realiter ist ein Lösemittelmix zu betrachten, wobei jedoch die CO<sub>2</sub>-Äquivalente in derselben Größenordnung liegen.

### 3 Der neue Technologieansatz: Lösemittelrückgewinnung mittels Hochsiederwäsche und Desorbatkondensation

Den neuen Technologieansatz gibt Bild 2 wieder, wobei die Wärmeerzeugung für die Produktion separat erfolgen muss.

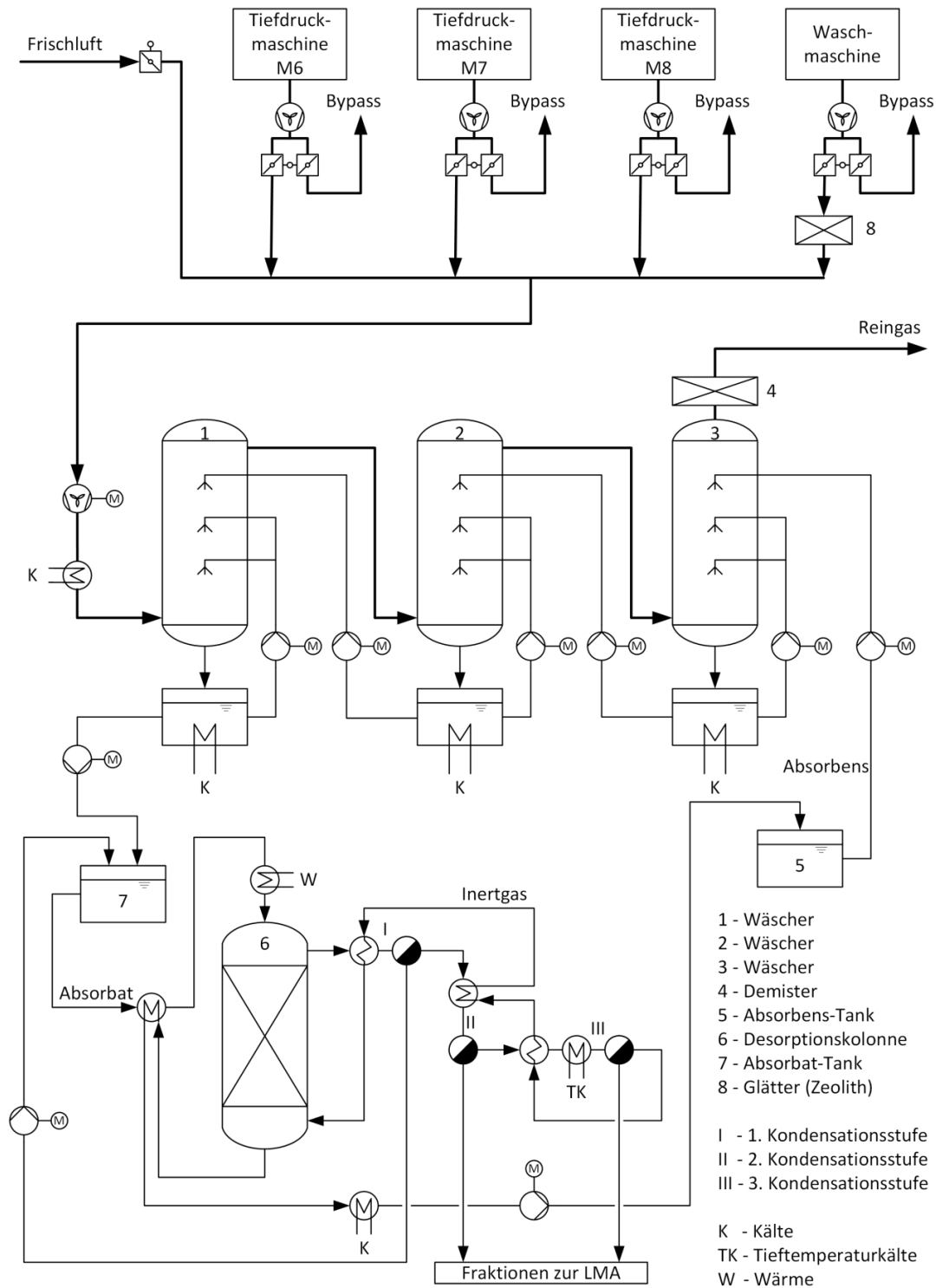


Bild 2: Lösemittelrückgewinnung mittels Hochsiederwäsche und Desorbatkondensation (vereinfachte Darstellung).

Das Schema in Bild 2 entspricht dem derzeitigen Stand bei der Verfahrensentwicklung, die vorgesehene Gasturbine zur Bereitstellung elektrischer Energie sowie Prozesswärme zur Beheizung des Absorbates (Wärmeübertrager oberhalb der Desorptionskolonne (6), Einkopplung von Wärme W) wurde der Übersichtlichkeit halber nicht dargestellt. Gleiches gilt für die Lösemittelaufbereitung (LMA).

Der neue Verfahrensansatz ist zunächst gekennzeichnet durch eine Abgaskühlung, zumal sich die Aufnahmefähigkeit des Absorbens (hier: Genosorb 1843<sup>3</sup>) bei sinkender Temperatur signifikant verbessert [5]. Es folgt eine neunstufige Wäsche (Wäscher 1 bis 3) und ein Demister (4). Die Zahl der Waschstufen resultiert aus einem F&E-Projekt [5], das durch die Deutsche Bundesstiftung Umwelt gefördert wurde. Im Rahmen dieses Projektes ist eine effiziente Waschstufe bzw. ein Absorber für Abluftbelastungen mit Lösemitteln bis zu etwa  $8 \text{ g/m}_n^3$ , wie sie im Bereich des Flexo- bzw. Tiefdruckes auftreten, entwickelt und erprobt worden. Aus verfahrenstechnischer Sicht sind zwei Randbedingungen bedeutsam, die die Konzeption der Absorptions- bzw. Waschstufe bestimmen:

1. Durch die Zerstäubung des Absorbens soll eine möglichst große Oberfläche erzeugt werden, damit ein hoher Stoffstrom an Lösemitteln übertragen werden kann.
2. Das erzeugte Tröpfchengrößenspektrum darf nicht soweit in den Feinstpartikelbereich hineinreichen, dass ein relevanter Absorbensmassenstrom im Reingas verbleibt. Einerseits entsteht dadurch eine zusätzliche, unerwünschte Emission, andererseits verringert der Absorbensverlust die wirtschaftliche Tragfähigkeit des Verfahrensansatzes, zumal das hier verwendete Absorbens Kosten in Höhe von ca. 15 € pro Liter verursacht [5].

Es wurde daher eine Druckzerstäubung, d.h. eine Zerstäubung ohne Sekundärmedium, gewählt. Weiter sollte eine Trägheitsabscheidung der mit dem abströmenden Gasstrom mitgerissenen Partikel im Demister (Pos. 4 in Bild 2) realisiert werden. Hierzu ist i. d. R. eine Beschleunigung des Gases aus der Wäscherstufe (hier auf ca. 10 m/s) notwendig, so dass die Tröpfchen bei Umlenkung nicht mehr der Strömung folgen können und abgeschieden werden.

---

<sup>3</sup> Produkt der Fa. Clariant

Um eine möglichst hohe Aufkonzentration des Absorbens erzielen zu können, ist eine Gegenstromführung von Abluft und Absorbens realisiert worden. Das Ergebnis dieser Überlegungen zeigt die in Bild 3 dargestellte Prinzipskizze des Absorbers.

Auch konnte der Absorber relativ einfach charakterisiert werden, indem für den Stoffübergang im stationären Fall die Beziehung

$$\dot{m}_{LM} = \beta \cdot A \cdot \Delta X_m, \quad \text{Gl. 1}$$

mit

$\dot{m}$ : Massenstrom

$\beta$ : Stoffübergangskoeffizient

$A$ : stoffübertragende Fläche

$X$ : Lösemittelkonzentration im Absorbens

Index LM: Lösemittel (organisch)

Index m: mittlere

angesetzt wurde, wobei die Größe

$$„\beta \cdot A“ \quad \text{Gl. 2}$$

eine Konstante darstellt und durch Experimente ermittelt wurde. In Analogie zur Wärmeübertragung lässt sich eine mittlere Konzentrationsdifferenz mit

$$\Delta X_m = \frac{\Delta X_{gro\beta} - \Delta X_{klein}}{\ln\left(\frac{\Delta X_{gro\beta}}{\Delta X_{klein}}\right)} \quad \text{Gl. 3}$$

berechnen.  $\Delta X$  beschreibt jeweils (am Ein- und Austritt des Gegenstromstoffübertragers) den Abstand zum Gleichgewicht.

Hier stellt sich die Frage, wie das Gleichgewicht beschrieben werden kann. Da zu erwarten ist, dass Genosorb 1843 im praktizierten Applikationsbereich lediglich bis etwa 10 g/L an Lösemitteln aufnimmt [5], ist von einer praktisch unendlichen Verdünnung auszugehen, so dass das Henry'sche Gesetz (mit guter Näherung) angesetzt werden kann:

$$Y = H \cdot X \quad \text{Gl. 4}$$

mit

$H$ : Henry-Koeffizient

$Y$ : Lösemittelkonzentration im Abgas (in der Abluft)



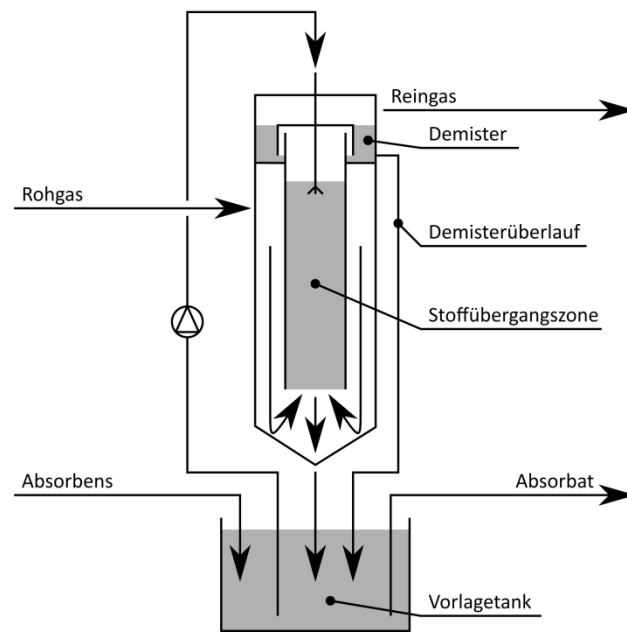


Bild 3: Prinzipskizze des Absorbers

Unter Verwendung der v. g. Beziehung konnte ermittelt werden, dass durch die in Bild 2 skizzierte neunstufige Wäsche und ausreichend geringer Lösemittelkonzentration im regenerierten Absorbens ein Lösemittelabscheidegrad beispielsweise für Ethylacetat von  $\eta = 99,6\%$  erreicht und ein Emissionsgrenzwert von  $50 \text{ mg/m}_n^3$  an organisch gebundenem Kohlenstoff deutlich unterschritten werden kann.

Während die Prozesstechnik der Absorption auch für die Abluftbelastungen des Verpackungsdruckes nunmehr weitgehend untersucht ist, stehen in Zukunft die Seite der Desorption und insbesondere die Lösemittelkondensation im Vordergrund, wozu ein separates Forschungsvorhaben geplant wird. Gleichwohl wurde eine Abschätzung des Aufwandes für die Schritte der Inertgasdesorption, der mehrstufigen Kondensation sowie der Lösemittelaufarbeitung (insbesondere Destillation) auf der Basis von Erfahrungswerten in anderen Branchen des industriellen Kooperationspartners AWS Group, Heilbronn vorgenommen. Der zugehörige verfahrenstechnische Ansatz ist im bereits zitierten Bild 2 dargestellt. Das Absorbat wird in einem Pufferbehälter (7) gesammelt, anschließend aufgeheizt und in einer Desorptionskolonne (6) im Gegenstrom zum Desorptionsfluid „Inertgas“ (Stickstoff) geführt. Das Desorbat gelangt in eine dreistufige Kondensationsstrecke (Stufen I bis III). Zunächst gilt es, das im Desorbat befindliche Genosorb für den Absorptionskreislauf zurückzugewinnen. Hierfür reicht ein Temperaturniveau von ca.  $50^\circ\text{C}$  (Stufe I) aus. Anschließend wird der größte Teil des vom Absorbens aus der Umgebungsluft aufgenommenen Wassers (mit geringen Lösemittelanteilen) bis etwa  $2^\circ\text{C}$  (Stufe II) abgeschieden. Schließlich erfolgt die Kon-

densation der organischen Lösemittel bei Temperaturen von weniger als - 40 °C. Die Fraktionen aus den Stufen II und III gelangen in die bereits benannte Lösemittelaufarbeitung, woraus das Recyclat resultiert. Dies soll zur Einstellung der Viskosität der angelieferten Druckfarben dienen und damit den Lösemittelkreislauf schließen.

Tabelle 2 vermittelt eine Übersicht zu den erwarteten Stoff- und Energieströmen, den Betriebsmittelkosten sowie den Kohlenstoffdioxidäquivalenten.

Tab. 2: Betriebsmittelkosten Lösemittelrückgewinnung (nach [5]; Werte gerundet).

Lfd. Nr.	Gegenstand	Stoff- bzw. Energiestrom	Wert	CO <sub>2</sub> -Äquivalente
1	Lösemittel (bezogen auf Ethylacetat EA)			
1.1	EA-Fracht Abluft	250 kg EA/h		
1.2	Rückgewonnenes EA	230 kg EA/h		
1.3	Ersatz von EA	20 kg EA/h	26,00 €/h	2,84 kg CO <sub>2</sub> /kg EA 57 kg CO <sub>2</sub>
2	Elektrische Energie (einschl. Tieftemperaturkälteerzeugung und Kaltwassersatz)	693 kW <sub>el</sub>	90,09 €/h	0,559 kg/kWh <sub>el</sub> 387 kg CO <sub>2</sub> /h
3	Erzeugung el. Energie und Wärme			
3.1	Brennstoffeinsatz Turbine und Inertgaserzeugung	2320 kW <sub>th</sub>	94,42 €/h	0,201 kg CO <sub>2</sub> /kWh <sub>th</sub> 466 kg CO <sub>2</sub> /h
3.2	Abgabe el. Energie • Turbine Abgabe Wärme • Turbine und Inertgaserzeugung (Brennwertkessel)	-630 kW <sub>el</sub>  -976 kW <sub>th</sub>	-81,90 €/h	0,559 kg/kWh <sub>el</sub> -352 kg CO <sub>2</sub> /h
4	Entsorgung Aufbereitungsrückstand	17 kg/h	5,10 €/h	2,00 kg CO <sub>2</sub> /kg EA 34 kg CO <sub>2</sub> /h
5	Ersatz von Hochsiedern	0,3 kg/h	4,50 €/h	nicht berücksichtigt
		Summe	138,21 €/h	592 kg CO <sub>2</sub> /h

Es wird deutlich, dass sich im Vergleich zum konventionellen Abluftverbrennungssystem deutliche Betriebsmittelkosteneinsparungen ergeben (knapp 169 €/h), die eine Amortisation einer Lösemittelrückgewinnungsanlage (einschließlich Wartung etc.) zwischen 3 und 4 Jahren (bei 6.000 Betriebsstunden pro Jahr) erwarten lassen, sofern eine Verbrennungsanlage ersetzt werden soll. Müsste ohnehin eine Abluftreinigungsanlage neu implementiert werden, würde sich die Differenzinvestition in 2 bis 3 Jahren rechnen. Darüber hinaus ist davon auszugehen, dass sich die Kohlenstoffdioxidemissionen durch Lösemittelrückgewinnung um (40 bis 50) % verringern.

#### **4 Fazit**

Ein Vergleich zwischen der konventionellen Technologie der regenerativen thermischen Oxidation für lösemittelhaltige Abluftströme im Verpackungsdruck mit dem neuen Technologieansatz einer Aufkonzentration mittels Hochsiedern hat ergeben, dass

- auch bei Lösemittelmassenströmen deutlich unter einer Tonne je Stunde ein wirtschaftlich tragfähiges Konzept möglich ist (Amortisationszeit 2 bis 4 Jahre)
- die Gesamtkohlenstoffdioxidemissionen in erheblichem Umfang gesenkt werden können (40 bis 50) %.

Somit lohnt die Weiterentwicklung des neuen Technologieansatzes bis zur technischen Reife.

#### **Literatur**

- [1] VDI-Richtlinie 3674: Abgasreinigung durch Adsorption. VDI/DIN-Handbuch Reinhaltung der Luft, Band 6: Abgasreinigung – Staubtechnik. Beuth Verlag. April 2013.
- [2] O. Carlowitz, O. Neese: Ansatzpunkte zur konzeptionellen und betrieblichen Optimierung von thermischen Abgasreinigungsanlagen mit regenerativer Abluftvorwärmung. Gefahrstoffe - Reinhaltung der Luft 65. Jg. (2005), Nr. 7/8, S. 320-327. 2005.
- [3] P. Icha: Entwicklung der spezifischen Kohlendioxid-Emissionen des deutschen Strommix in den Jahren 1990 bis 2013. Umweltbundesamt, ISSN 1862-4359. 2014.
- [4] Ecoinvent database. URL: <http://www.ecoinvent.org/database/>. 11/2014.

- [5] M. Pfutterer, O. Carlowitz, S. Meyer, J. Altmann, M. Napp, S. Gutperl, B. Benker, A. Wollmann, N. Muschkalski: eSorb – ein neuer Baustein zur effizienten Stoffrückgewinnung aus der Gasphase. Abschlussbericht zur ersten Phase eines Entwicklungsprojekts, gefördert unter dem Az: 30932-21/29 von der Deutschen Bundesstiftung Umwelt. 2014.